



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA CONVERSIÓN DE RESIDUOS DEL PETRÓLEO
MEDIANTE COMBINACIÓN DE PROCESOS DE HIDROTRATAMIENTO Y COQUIZACIÓN

TESIS PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:

GABRIEL ALEJANDRO PÁEZ MENDEZ

TUTOR PRINCIPAL

DR. JORGE ANCHEYTA JUÁREZ
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

CIUDAD DE MÉXICO, SEPTIEMBRE DE 2019



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: **Dr. Ramírez Solís Jorge Fernando**

Secretario: **Dr. Ortiz Moreno Hugo**

Vocal: **Dr. Cuevas García Rogelio**

1^{er}. Suplente: **Dr. Muñoz Moya José Antonio D.**

2^{do}. Suplente: **Dr. Ancheyta Juárez Jorge**

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

TUTOR DE TESIS:

DR. JORGE ANCHEYTA JUÁREZ

FIRMA

DEDICATORIA

A Dios, por haberme permitido llegar a este punto con mucha sabiduría, salud y fortaleza para lograr mis objetivos.

A mi madre Diana, por sus consejos, comprensión, motivación, y ayuda, por siempre estar allí cuando la necesito aun desde la distancia y apoyarme en todo, pero más que nada por su amor. Te amo.

A mis abuelos Elena y Pedro, a quienes como padres he visto, y que con su sabiduría me han hecho madurar para lograr mis metas, esto es para ustedes en agradecimiento por todo su amor.

A toda mi familia que a pesar de la distancia siempre han estado presentes mostrando su apoyo y amor incondicional.

A mi novia Glorimar, por su amor, compañía, paciencia y apoyo en todas las etapas de esta aventura.

AGRADECIMIENTOS

A mi tutor Dr. Jorge Ancheyta por permitirme formar parte de su grupo de investigación y bríndame su excelente apoyo, orientación y consejos para la elaboración de esta tesis.

Al Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) por la infraestructura y recursos para la realización de esta tesis en especial a los integrantes de la Gerencia de Productos para la Transformación de Crudo

A la Universidad Nacional Autónoma de México, por abrirme las puertas en el momento oportuno y permitirme formar parte de esta gran casa de estudios.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por el apoyo económico otorgado para realizar mis estudios.

A mi Alma Mater la Universidad de Carabobo por haberme dado una excelente formación y las herramientas necesarias para poder realizar esta maestría.

A mis amigos venezolanos que aun en la distancia siempre me han apoyado en todas mis metas, y a mis amigos mexicanos por hacerme sentir como en casa.

A la familia Segovia Ochoa, Carlos Vargas y a Kelly Delgado por su apoyo incondicional y por hacer más fácil mi trayecto y estancia en México.

“Nos convertimos en lo que pensamos” - Earl Nightingale

RESUMEN

La conversión de residuos por medio de la combinación de procesos de hidrotratamiento y coquización retardada fue evaluada. Se definieron condiciones óptimas de operación para lograr el mayor beneficio económico del mejoramiento de un residuo atmosférico proveniente de un crudo pesado de 13 °API.

Un modelo de reactor trifásico fue adaptado para simular el proceso de hidrotratamiento, tomando en cuenta: las reacciones de conversión típicas del proceso de hidrotratamiento, la remoción de carbón Conradson y la cinética de reacciones de hidrocraqueo. Para el proceso de coquización retardada, correlaciones reportadas en la literatura fueron empleadas. Se evaluaron 3 esquemas de proceso a 4 capacidades de carga, el primero fue el proceso de hidrotratamiento a 380 °C, 390 °C, 400 °C y 410 °C. El segundo esquema, fue el proceso de coquización retardada; a una temperatura de 496 °C. Como tercer esquema de proceso, fue evaluada la combinación del proceso de hidrotratamiento - coquización retardada.

Los resultados del modelo de reactor de hidrotratamiento, de las correlaciones del proceso de coquización retardada y del esquema combinado se emplearon para calcular el beneficio económico de los tres esquemas de proceso evaluados a diferentes condiciones operativas. Se demostró que la combinación del proceso de hidrotratamiento y coquización retardada, es técnica y económicamente mejor que usar cada proceso de forma individual.

Palabras clave: Crudos Pesados, Hidroprocesamiento, Coquización Retardada, Procesos Combinados.

ABSTRACT

The conversion of residue, by means of the combination of hydrotreating and delayed coking processes, has been evaluated. Optimal operating conditions were defined to achieve the greatest economical benefit for the upgrading of an atmospheric residue from a 13 ° API heavy crude oil

A three-phase reactor model was adapted to simulate the hydrotreatment process, taking into account: typical conversion reactions of the hydrotreating process, the removal of Conradson carbon residue and the hydrocracking reactions kinetics. For the delayed coking process, correlations reported in the literature were used. Three process schemes were evaluated with 4 process capacities. First was the hydrotreatment process at 380 ° C, 390 ° C, 400 ° C and 410 ° C. The second scheme was the delayed coking process; at a temperature of 496 ° C. The third evaluated process scheme was the combined hydrotreating - delayed coking process.

The results of the hydrotreating reactor model simulation, the delayed coking correlations and the combined process scheme, were employed to calculate the economical benefit of the 3 schemes. It was demonstrated that the combination of the hydrotreating and delayed coking process is technically and economically better than using each process alone.

Keywords: Heavy Crude, Hydroprocessing, Delayed Coking, Combined Processes.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVOS Y JUSTIFICACIÓN	3
Objetivo principal	3
Objetivos específicos	3
Justificación	3
CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO	
1.1. Crudos pesados	5
1.2. Residuos	5
1.3. Procesos para el mejoramiento de crudos pesados y residuos	6
1.4. Procesos de adición de hidrógeno	7
1.4.1. Lecho fijo	8
1.4.2. Lecho móvil	10
1.4.3. Lecho ebullente	10
1.4.4. Lecho en suspensión	12
1.5. Procesos de rechazo de carbono	13
1.5.1. Viscorreducción	15
1.5.2. Coquización	15
1.5.3. Gasificación	19
1.5.4. Desasfaltado por solvente	21
1.6. Procesos de mejoramiento combinados	22
CAPÍTULO II. MARCO METODOLÓGICO	
2.1. Modelo de hidrotratamiento	24
2.1.1. Ecuaciones del modelo	26
2.1.2. Escalamiento	31
2.1.3. Remoción de Carbón Conradson	33
2.1.4. Cinética de hidro craqueo	35
2.1.5. Consumo de hidrógeno	40

	Pág.	
2.2.	Correlaciones del proceso de coquización retardada	41
	2.2.1. Rendimiento de productos	41
	2.2.2. Contenido de azufre	44
2.3.	Puntos de corte en productos	46
CAPÍTULO III. RESULTADOS Y DISCUSIONES		
3.1.	Definición de los sistemas a evaluar	47
3.2.	Esquema 1. Hidrotratamiento (HDT)	48
	3.2.1. Resultados de la simulación del esquema de hidrotratamiento catalítico	50
3.3.	Esquema 2. Coquización retardada (DC)	58
	3.3.1. Efecto de la presión	58
	3.3.2. Efecto de la temperatura	59
	3.3.3. Resultados de la simulación del esquema de coquización retardada	60
3.4.	Esquema 3. Proceso combinado hidrotratamiento catalítico – coquización retardada (HDT + DC)	66
	3.4.1. Resultados de la simulación del esquema de proceso combinado hidrotratamiento catalítico – coquización retardada	67
3.5.	Evaluación económica	71
	3.5.1. Ingresos	71
	3.5.2. Costos de inversión	72
	3.5.3. Costos de operación	73
	3.5.4. Costos de catalizador	77
	3.5.5. Ejemplo de cálculo de beneficio económico	78
	3.5.6. Resultados beneficio económico	81
	3.5.7. Economía de escalas	86
CONCLUSIONES		88
NOMENCLATURA		90
REFERENCIAS		92
APÉNDICE A		98
APÉNDICE B		108
APÉNDICE C		114

ÍNDICE DE FIGURAS

		Pág.
Figura 1.1.	Esquema de un reactor de lecho fijo [10].	09
Figura 1.2.	Esquema de un reactor de lecho ebullente [10].	11
Figura 1.3.	Esquema de un reactor de lecho en suspensión [10].	13
Figura 1.4.	Esquema simplificado del proceso de coquización retardada [18].	17
Figura 1.5.	Esquema simplificado del proceso de flexicoking [16].	19
Figura 1.6.	Esquema simplificado del proceso de gasificación de Texaco [9].	20
Figura 1.7.	Esquema simplificado del proceso desasfaltado por solvente [20].	22
Figura 2.1.	Comparación de cantidad de CCR experimental y calculada.	35
Figura 2.2.	Esquema de modelo cinético de 5 pseudo-componentes [30].	36
Figura 2.3.	Comparación del rendimiento de residuo de vacío con datos parámetros cinéticos de Álvarez et al. [23] y calculado.	40
Figura 3.1	Esquema simplificado del proceso de hidrotratamiento catalítico.	49
Figura 3.2	Rendimiento másico de los productos simulados del proceso HDT.	55
Figura 3.3	Flujo volumétrico de los productos simulados del proceso HDT.	56
Figura 3.4	Consumo de hidrógeno para todos los casos evaluados de HDT.	58
Figura 3.5	Esquema simplificado del proceso de coquización retardada.	59
Figura 3.6	Rendimiento de productos de coquización retardada simulados a diferentes temperaturas para alimentación con 27.88 % CCR.	60
Figura 3.7	Flujo volumétrico de productos líquidos simulados de la unidad fraccionadora.	63
Figura 3.8	Flujo masico y volumétrico de los productos simulados del proceso de DC.	66
Figura 3.9	Esquema simplificado del proceso combinado de hidrotratamiento catalítico – coquización retardada.	67
Figura 3.10	Flujos de las fracciones líquidas de producto simulado a diferentes temperaturas (a) Del proceso HDT a carga de 144,196 bpd. (b) Del proceso de DC con alimentación del residuo de vacío proveniente de HDT.	69

	Pág.	
Figura 3.11	Flujo de los productos simulados del proceso DC en esquema combinado, a cada flujo de RA alimentado al esquema combinado.	70
Figura 3.12	Beneficio económico del proceso HDT a varias temperaturas.	82
Figura 3.13	Beneficio económico del proceso HDT a varias temperaturas comparado con el proceso de coquización retardada.	83
Figura 3.14	Beneficio económico del proceso combinado comparado con el proceso HDT y coquización retardada.	85

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1.1. Clasificación de crudos según sus grados API.	5
Tabla 2.1. Parámetros cinéticos de reacciones de hidrotratamiento [23].	31
Tabla 2.2. Parámetros cinéticos del cálculo de la gravedad específica [23].	31
Tabla 2.3. Comparación de datos de RV experimentales reportados por [26] a nivel piloto con los calculados por el modelo	32
Tabla 2.4. Parámetros cinéticos de reacción de HDCCR.	34
Tabla 2.5. Parámetros cinéticos ajustados de reacciones hidrodesintegración.	39
Tabla 2.6. Distribución de azufre en coquización retardada basada en la cantidad de azufre en la alimentación [32].	45
Tabla 2.7. Distribución de azufre en productos del proceso de coquización retardada basada en la cantidad de azufre presente en alimentación [32].	45
Tabla 2.8. Puntos de corte de productos líquidos de los procesos evaluados.	46
Tabla 3.1. Propiedades del crudo [26].	48
Tabla 3.2. Casos de estudio según la capacidad del proceso.	49
Tabla 3.3. Resultados de propiedades del producto hidrotratado.	51
Tabla 3.4. Rendimientos del crudo mejorado del caso: 57,678 bpd a 380°C.	53
Tabla 3.5. Propiedades calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd a 380°C.	54
Tabla 3.6. Propiedades calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd a 380°C con ajuste en temperaturas de fracciones.	54
Tabla 3.7. Balance de masa en HDT caso 0.5 LHSV (394,565 kg/h de RA).	57
Tabla 3.8. Propiedades calculadas por el simulador para el residuo atmosférico.	61
Tabla 3.9. Propiedades calculadas por el simulador para el residuo atmosférico con ajuste en temperaturas de fracciones.	62
Tabla 3.10. Balance de masa en DC (unidad fraccionadora).	62
Tabla 3.11. Rendimiento de productos de coquización retardada con CCR de 27.9%.	63
Tabla 3.12. Balance de masa en DC (proceso coquización) con residuo de vacío como carga.	64
Tabla 3.13. Propiedades calculadas por el simulador para los productos líquidos de DC.	65

	Pág.
Tabla 3.14. Balance de masa, caso 0.5 l/h (394,565 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.	71
Tabla 3.15. Precio de productos intermedios.	72
Tabla 3.16. Parámetros económicos de los procesos a evaluar.	73
Tabla 3.17. Precio de materia prima e hidrógeno.	74
Tabla 3.18. Requerimiento de servicios auxiliares [45].	75
Tabla 3.19. Requerimiento de servicios auxiliares para el proceso de hidrotratamiento.	76
Tabla 3.20. Precio de los servicios auxiliares [49].	76
Tabla 3.21. Costo de catalizadores.	78
Tabla 3.22. Análisis económico del proceso HDT a capacidad de carga de 57,678 bpd.	82
Tabla 3.23. Análisis económico del proceso DC.	84
Tabla 3.24. Análisis económico del proceso combinado a capacidad de carga de 57,678 bpd.	86
Tabla 3.25. Economías de escala a diferentes condiciones de proceso.	87

INTRODUCCIÓN

Hoy en día la demanda de productos ligeros de petróleo como naftas y destilados medios que cumplan con las regulaciones ambientales se encuentra en aumento. La producción de tales combustibles de alta calidad requiere el uso de crudo ligeros (cuya producción ha estado decayendo) como alimentación a las refinerías; por otro lado, la producción de crudos pesados está tomando mayor importancia a nivel mundial. Actualmente en México de la producción total de crudos un 63% equivale a crudos pesados, en contraste con un 52% en 2014 [1].

Los crudos pesados están caracterizados por poseer altas impurezas y un bajo rendimiento de productos líquidos, por lo cual las refinerías se han visto en la necesidad de emplear nuevas tecnologías y esquemas de proceso basados en la adición de hidrógeno o rechazo de carbono, para poder transformar las propiedades de estos crudos; y así poder cubrir la creciente demanda de productos ligeros. Tradicionalmente la tecnología con mayor uso, y de la cual se tiene mayor experiencia comercial para el tratamiento de residuos de crudo, es la coquización retardada. Hoy en día esta tendencia está cambiando debido a los crudos pesados, ya que estos tienden a producir mayor cantidad de coque sacrificando el rendimiento de fracciones líquidas [2]. Esto ha dado paso a que las tecnologías de adición de hidrógeno tomen un papel más importante.

La combinación de más de un proceso para mejorar crudos pesados, parece una opción atractiva para cubrir con las necesidades energéticas de hoy en día, ya que en términos de rendimiento y calidad de productos se alcanzan mayores beneficios que con el uso de un sólo proceso; pero la viabilidad económica del uso de procesos combinados es crucial al hacer una decisión, ya que este tipo de esquemas pueden incluir a la larga el uso de más equipos para lograr las condiciones operativas deseadas.

Por tal motivo, el presente trabajo busca realizar la evaluación económica de la conversión de un residuo proveniente de un crudo pesado de 13 °API, mediante la combinación de los procesos de hidrotratamiento y coquización retardada a diferentes condiciones de operación, con el fin de determinar cuál genera el mayor beneficio económico.

El trabajo está dividido en 3 capítulos, en el capítulo 1 se presenta el marco teórico en donde se describe de forma general las propiedades de los crudos pesado y los diferentes tipos de tecnologías existentes que permiten mejorar las propiedades de estos. El capítulo 2, aborda la metodología empleada en donde se explican los modelos aplicados para las simulaciones de los procesos de hidrotratamiento y coquización retardada. En el capítulo 3, se presentan los resultados obtenidos por medio de los modelos correspondientes y discusiones para cada uno de los esquemas planteados y su respectiva evaluación económica. Finalmente, se presentan las conclusiones obtenidas del presente trabajo.

OBJETIVOS Y JUSTIFICACIÓN

Objetivo principal

Evaluar el beneficio económico de la conversión de residuos de petróleo mediante la simulación de procesos combinados de hidrotratamiento catalítico y coquización retardada.

Objetivos específicos

- Seleccionar los modelos matemáticos que describan adecuadamente los procesos con sus respectivos parámetros de operación.
- Evaluar el desempeño del proceso de hidrotratamiento-IMP y el de coquización retardada del residuo atmosférico de un crudo 13°API.
- Evaluar el esquema de proceso combinado hidrotratamiento-IMP y coquización retardada del residuo atmosférico de un crudo 13°API.
- Realizar un estudio del beneficio económico de los diferentes esquemas planteados.

Justificación

La organización de países exportadores de petróleo (OPEP) estima que para el 2040 la demanda mundial de crudo alcanzara la cifra de 102 mbpd, y la demanda de productos ligeros de alto valor y calidad como gasolinas y destilados medios aumentarían un 7.8% y 5.5% respectivamente respecto al 2016 mientras que la demanda de productos pesados sólo tiene un aumento de 1.2% con base al mismo periodo [3].

Por otro lado, las tendencias mundiales en el suministro de petróleo crudo indican una disponibilidad decreciente de los crudos convencionales, que se ha compensado con el aumento del volumen de los crudos pesados. Para obtener productos de alto valor de este tipo de crudos, es necesario implementar reconfiguraciones a las refinerías existentes, las cuales pueden llegar a ser muy costosas pero necesarias para poder cubrir la creciente demanda de productos ligeros. Además, los crudos pesados presentan problemas de movilidad (por su alta viscosidad), baja calidad de productos y bajo rendimiento de destilados de mayor valor económico. Por estas razones, es de gran importancia el empleo de tecnologías adecuadas para mejorar este tipo de crudos.

Las rutas tradicionales de rechazo de carbono y de adición de hidrógeno siguen siendo aplicables para este propósito, sin embargo, han mostrado algunas limitaciones cuando el petróleo es más pesado, lo que impacta directamente en la economía de la tecnología [4].

Una opción atractiva para lograr el máximo beneficio es combinar varias tecnologías. Es decir, usar más de un proceso para mejorar el petróleo pesado o residuo. De esta manera, las ventajas de cada enfoque se combinan en un esquema de proceso integrado y de esta sinergia se pueden generar mayores beneficios que el uso de procesos de forma individual [5].

Se han reportado algunos casos exitosos en la literatura, pero se requiere más investigación y desarrollo para necesidades particulares. Los estudios técnicos y económicos son cruciales para tomar una decisión sobre la idoneidad de integrar diversas tecnologías de proceso. Es por ello que se plantea la combinación del proceso de hidrotreatmento catalítico y coquización retardada como alternativa para el mejoramiento de crudos pesados.

El presente trabajo tiene como meta establecer las condiciones de operación de los procesos combinados de hidrotreatmento catalítico y coquización retardada para maximizar el beneficio económico en la conversión de residuos de crudo pesado.

CAPÍTULO I

MARCO TEÓRICO

Este capítulo comprende las definiciones básicas referidas a la investigación, así como algunas de las tecnologías actuales de mejoramiento de crudos pesados.

1.1. Crudos pesados

Los crudos pesados se caracterizan por su alta viscosidad y alta densidad (baja gravedad API) en comparación con los crudos convencionales. La clasificación de los crudos según los grados API puede verse en la Tabla 1.1. El Consejo Mundial del Petróleo (WPC por sus siglas en inglés) implementó la definición de petróleo pesado como aquella cuya viscosidad sin gas está entre 100 cp y 10.000 cp a la temperatura original del yacimiento, con una gravedad API entre 10° y 20°. Para sus crudos, Venezuela reconoce que el petróleo extra pesado tiene menos de 10° API de gravedad, pero menos de 10,000 cp [5].

Tabla 1.1. Clasificación de crudos según sus grados API.

Crudo	Gravedad API
Extra ligero	>50
Ligero	22-32
Pesado	10-22
Extra pesado	<10

Los crudos pesados también se caracterizan por una baja relación hidrógeno/carbono (H/C), alto contenido de residuos de carbono y altas concentraciones de asfaltenos, azufre, nitrógeno, metales (principalmente V y Ni), así como bajos rendimientos de destilados ligeros y altos rendimientos de residuos [2].

1.2. Residuos

Un residuo es aquel obtenido del petróleo después de que la destilación no destructiva haya eliminado todos los materiales volátiles. La temperatura de la destilación generalmente se mantiene

por debajo de 350 °C ya que la velocidad de descomposición térmica de los componentes del petróleo es mínima por debajo de esta temperatura, pero cobra mayor importancia por encima de 350 °C [6].

El crudo pesado y los residuos tienen muchas similitudes en su composición, como una baja relación H/C, alto contenido de metales y azufre. Por lo tanto, uno de los parámetros más importantes es convertir los residuos en productos más livianos aumentando la relación H/C. A pesar de algunas similitudes entre el residuo y el petróleo pesado, el primero se diferencia de varias maneras, como su mayor concentración de asfaltenos, azufre, nitrógeno y compuestos metálicos. Sin embargo, la composición de tal residuo dependerá del origen del crudo del que proviene [7].

1.3. Procesos para el mejoramiento de crudos pesados y residuos.

La necesidad de convertir el fondo del barril en productos líquidos más limpios y más valiosos aumenta continuamente. El residuo representa una porción significativa (hasta 85% vol.) De un barril de crudo y su tratamiento de eliminación aún es un reto tecnológico. Por lo tanto, los residuos deben ser convertidos en productos más valiosos. Por otro lado, para satisfacer la demanda de combustibles, el procesamiento de residuos del fondo de la columna de destilación es un proceso importante. Existen dos tipos de residuos, según la fuente: el residuo atmosférico (AR, $T > 343$ °C) de la torre de destilación atmosférica y el residuo de vacío (RV, $T > 538$ °C) de la torre de vacío obtenido a 25–100 mmHg. [7].

El mejoramiento de petróleo pesado generalmente se lleva a cabo de dos formas, una directa donde la alimentación es el crudo pesado, y otra indirecta en la cual se alimenta el residuo [8]. Como se mencionó anteriormente, la baja gravedad API de los crudos pesados y residuos está asociada con una baja relación hidrógeno/carbono (H/C) por lo tanto, el proceso de mejoramiento de estos consiste en aumentar dicha relación por dos métodos: agregando hidrógeno o retirando carbón; estas dos rutas pueden ser catalíticas o no catalíticas [2].

La selección de estos procesos depende de factores como el costo, cantidad de productos y subproductos. Los procesos de rechazo de carbono, dominan el mercado con un 56.6% de la

capacidad mundial de procesamiento de crudos pesados debido a sus bajos costos operativos y de inversión [4], pero esta selección ha estado cambiando hacia los procesos de hidroconversión, que maximizan el rendimiento del destilado y minimizan subproductos como el coque. Los procesos térmicos no catalíticos que producen coque pueden ser atractivos para procesar residuos no convertidos del proceso de hidroconversión [9].

1.4. Procesos de adición de hidrógeno

Esta ruta, mejor conocida como hidroprocesamiento, elimina la formación de coque en favor de los productos líquidos por medio de un mecanismo de hidrocrqueo o hidrogenólisis. Es un proceso de adición de hidrógeno que aumenta la relación H / C en los productos. Es La ruta más atractiva para la mejora de crudos pesados y residuos [10].

Las principales características de las tecnologías de adición de hidrógeno son las siguientes [2]:

- Requieren de hidrógeno para hidrogenar el crudo a alta presión y temperatura.
- A excepción del proceso *hydrovisbreaking*, todas las tecnologías de adición de hidrógeno usan catalizadores.
- Reducen el contenido de azufre, nitrógeno, metales y asfaltenos, así como contribuye a la producción de combustibles líquidos por hidrocrqueo.
- Presentan desactivación del catalizador por deposición de metales y coque.
- Difieren principalmente en el tipo de catalizador, la tecnología del reactor y las condiciones de operación.
- El tipo de catalizador es elegido en función de la actividad, la selectividad y el ciclo de vida y generalmente compuestos de CoMo / NiMo soportados en alúmina diseñados para objetivos específicos tales como hidrodesulfuración (HDS), hidrodesmetalización (HDM), hidrodesnitrogenación (HDN), hidrodesasfaltenización (HDAs), hidrocrqueo (HCR) y remoción de residuo de carbón Conradson (CCR).
- Conduce a un alto consumo de hidrógeno, pero se obtienen mayores rendimientos de líquidos.

- Los productos obtenidos se emplean principalmente como materia prima de procesos posteriores.

Las tecnologías de adición de hidrógeno tienen de alto rendimiento y mejoran el crudo a productos con un valor comercial más alto que el de las tecnologías de rechazo de carbono, pero requieren mayor inversión y más disponibilidad de gas natural para producir la cantidad requerida de hidrógeno [5].

Estas tecnologías se clasifican según el tipo de lecho catalítico de reactor utilizado en lecho fijo (*fixed bed, FBR*), lecho móvil (*moving bed, MBR*), lecho ebullente (*ebullated bed, EBR*) y lecho en suspensión o fase dispersa (*slurry bed, SPR*). La selección del reactor se fundamenta generalmente en la calidad y composición de la alimentación, el nivel de conversión deseada y la cantidad de impurezas [11].

1.4.1. Lecho fijo

La mayoría de las unidades comerciales de hidroprocesamiento emplean la tecnología de lecho fijo que consiste de reactores adiabáticos de varios lechos (Figura 1.1). Históricamente, los FBR estaban destinados al procesamiento de destilados ligeros, pero se modificaron gradualmente para manejar cargas más pesadas como los gasóleos de vacío y los residuos atmosféricos o de vacío. Son la opción preferida de las refinerías por su relativa simplicidad, flexibilidad y facilidad de operación [2].

Generalmente en este tipo de reactores emplean un flujo descendente con sistemas de reacción de 3 fases, en donde la fase gaseosa está compuesta mayoritariamente por hidrógeno, productos gaseosos de reacción y parte del hidrocarburo vaporizado; el hidrocarburo alimentado viene a ser la fase líquida (excepto cuando se alimentan destilados ligeros como nafta ya que esta es completamente vaporizada), y el catalizador, dispersos en los lechos fijos, la sólida. A estos sistemas, donde la fase gaseosa y líquida descienden a cocrriente se le conoce como reactor percolador o *trickle-bed reactor (TBR)* [6].

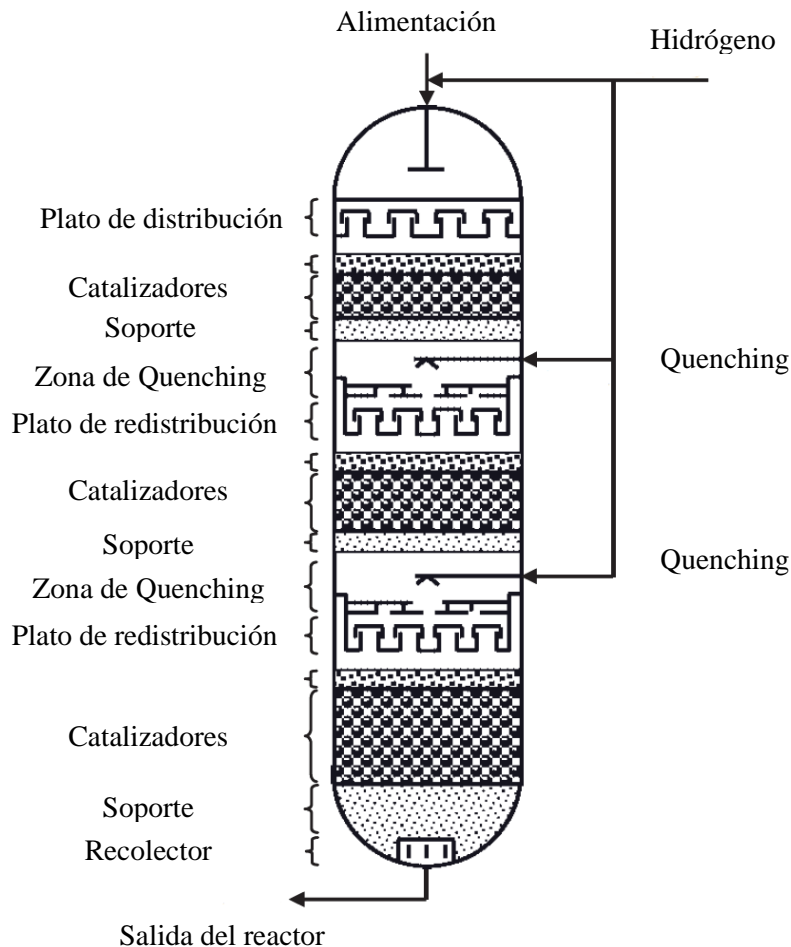


Figura 1.1. Esquema de un reactor de lecho fijo [10].

La naturaleza exotérmica de las reacciones que ocurren en estos reactores provoca un aumento de la temperatura a lo largo del reactor que puede superar los 100 °C cuando se procesan crudos o residuos pesados [12]. El incremento de temperatura más allá de los límites aceptables aumenta la desactivación del catalizador, cambian la selectividad hacia productos indeseables y, en ocasiones, causan daños al recipiente del reactor, lo que afecta la rentabilidad del proceso. Para obtener un perfil de temperatura favorable, el volumen total de lecho catalítico se divide en varias secciones separadas por zonas de enfriamiento (*quenching*), normalmente la longitud de cada sección se escoge de tal manera que el perfil de temperatura no exceda los 30 °C por encima de la temperatura de entrada al proceso. Una vez alcanzada la temperatura la corriente caliente se envía a una cámara

de mezclado junto a una corriente fría (por lo general de hidrógeno) la cual se ajusta para alcanzar la temperatura deseada. [13].

Entre las principales desventajas que poseen estos reactores se encuentra la presencia de difusión limitada en el catalizador ya que a nivel comercial se deben usar tamaños de partícula relativamente grandes para evitar una alta caída de presión.

Otro aspecto a tomar en cuenta es la pérdida de actividad en el catalizador por desactivación lo cual reduce el tiempo de cada ciclo de operación, esto viene dado por el tipo de alimentación al proceso. En la mayoría de los casos el tiempo de operación en este tipo de reactor suele ser de 2 años, pero en caso de residuos de crudos pesados puede ser tan corto como 6 a 12 meses [2].

1.4.2. Lecho móvil

Este tipo de reactores tiene como ventaja que el catalizador puede ser reemplazado de forma continua o discontinua ya que este circula por el reactor de forma descendente ingresando catalizador fresco por la parte superior del equipo y el desactivado por el fondo, el reemplazo puede ocurrir cada una o dos veces por semana. Por otra parte, el hidrocarburo entra en un flujo a contracorriente o cocrriente con respecto al flujo del lecho catalítico [2].

En comparación con los reactores de lecho fijo, en los reactores de lecho móvil se ofrece una distribución de actividad catalítica más favorable a lo largo del reactor, la adición de catalizador fresco de manera periódica aumenta el grado de conversión HDM y HDAs y se permite operar a mayores presiones (200 MPa) y temperaturas (400°C – 430°C), pero todo esto conlleva a la necesidad de emplear catalizadores con mayor resistencia a condiciones mecánicas de abrasión [2].

1.4.3. Lecho ebullente

De manera similar a los reactores de lecho móvil, los reactores de lecho ebullente (Figura 1.2) procesan cargas pesadas con alto contenido de metales y asfaltenos como residuos de vacío, superando a su vez algunas deficiencias de los reactores de lecho fijo [6].

El proceso consiste en alimentar hidrógeno y el hidrocarburo desde el fondo del reactor generando un flujo turbulento ascendente el cual pasa por el lecho catalítico manteniéndolo en suspensión y permitiendo reacciones de hidrotratamiento e hidrocrqueo. En la parte superior del reactor, los fluidos del proceso se separan del catalizador y se envían a un separador de gas y líquido. La mayoría de las partículas de catalizador regresan al reactor y una parte del hidrocarburo se recicla al fondo del equipo para mezclarse con la alimentación fresca. Se puede suponer que estos equipos se comportan casi como reactores continuos de tanque agitado (CSTR) debido a las altas tasas de reciclaje, por lo tanto, las condiciones de reacción son casi isotérmicas [2].

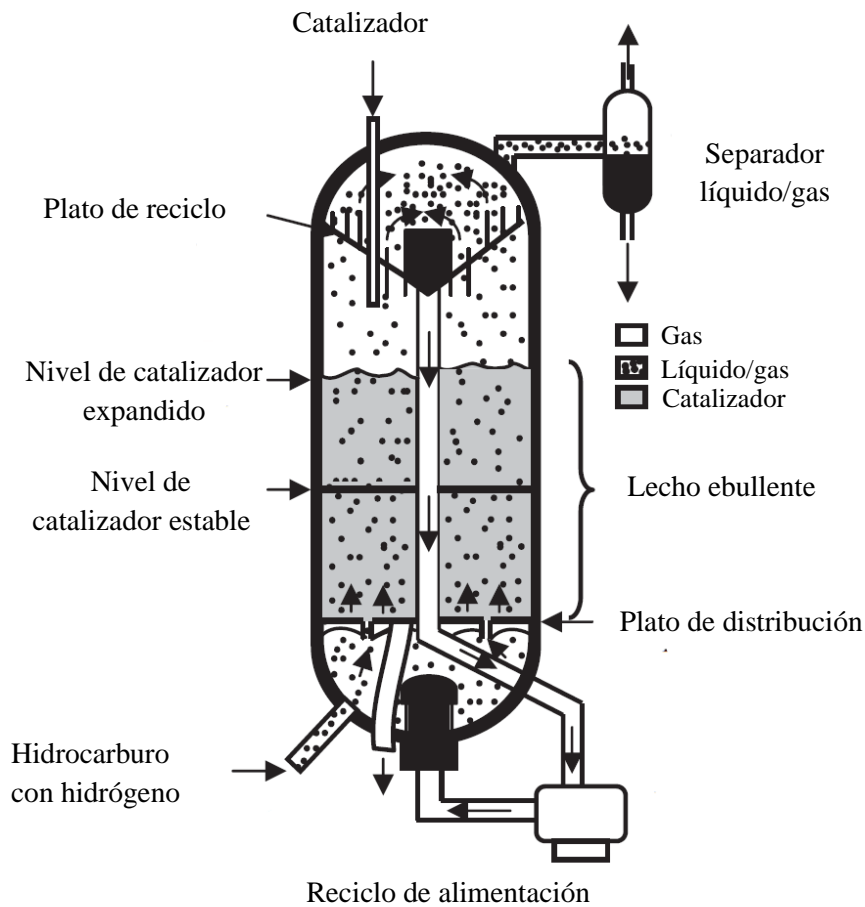


Figura 1.2. Esquema de un reactor de lecho ebullente [10].

Los dos procesos principales de lecho ebullente son H-Oil, que se ofrece para licencia por Axens (IFP) y LC-Fining, que es ofrecido por Chevron Lummus Global. Sus principales ventajas son [12]:

- Alta conversión de residuos atmosféricos, hasta el 90% en volumen.
- Mejor calidad del producto que muchos otros procesos de conversión de residuos, especialmente la coquización retardada.
- La vida del catalizador no limita estas unidades. Se agrega catalizador fresco y el catalizador gastado se elimina continuamente junto al producto líquido ya que se va pulverizando por el movimiento dentro del reactor. Por lo tanto, salvo problemas mecánicos, las unidades pueden funcionar durante mucho más tiempo que reactor de lecho fijo.

1.4.4. Lecho en suspensión

Es un tipo tecnología no convencional para el hidroprocesamiento. La característica principal de estas tecnologías son el uso de catalizadores desechables de bajo costo que apuntan a reducir el costo del inventario de catalizadores. Su aplicación recae en la mejora primaria de crudos pesados y bitumen. El proceso se realiza típicamente a una temperatura de reacción severa ($> 450\text{ }^{\circ}\text{C}$) y presión entre 14–21 MPa para operar en el régimen de craqueo térmico [2].

Este tipo de reactor utiliza una pequeña cantidad de polvo finamente dividido (típicamente de 0.1 a 3.0% en peso) que puede ser un aditivo o un catalizador (o precursor de catalizador). El catalizador se mezcla con la alimentación antes de entrar al equipo y ambos ingresan de modo ascendente con hidrógeno a través del reactor vacío. Las partículas de aditivo sólido se suspenden en la fase de hidrocarburo líquido, a través de la cual el hidrógeno y los gases de producto fluyen rápidamente en forma de burbujas. Dado que el hidrocarburo y el catalizador fluyen a cocorriente, la mezcla se acerca al comportamiento del flujo del tapón [6] (Figura 1.3).

Cuando termina la reacción, el catalizador gastado abandona el reactor mezclado con la fracción pesada y tiende a concentrarse en el residuo no convertido en forma de sedimentos. Se ha informado que el catalizador sirve principalmente como un sitio donde pequeñas cantidades de coque pueden

depositarse, para mantener limpias las paredes, las válvulas y los intercambiadores de calor, y así mantener una buena operatividad [6].

En general, esta tecnología puede ser ventajosa para mejorar las fracciones de crudo más pesadas debido a los niveles de conversión notablemente altos (>90% en volumen), los bajos costos asociados al catalizador y el diseño simple del recipiente del reactor [2]. Los reactores de lecho fijo, lecho móvil y lecho ebullente son ampliamente usados y conocidos mientras que la tecnología de fase dispersa aún se encuentra en desarrollo [14].

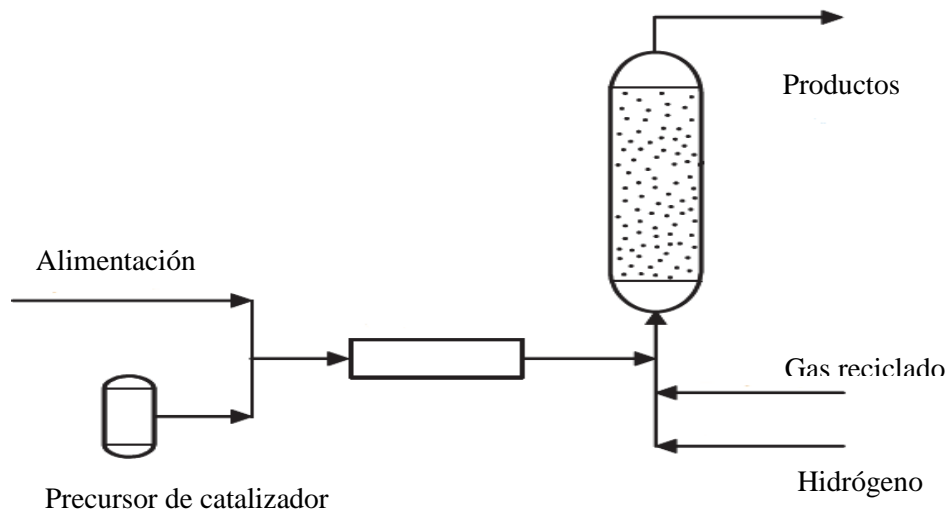


Figura 1.3. Esquema de un reactor de lecho en suspensión [10].

1.5. Procesos de rechazo de carbono

Fueron unos de los primeros tipos de procesos de conversión aplicados a la industria petrolera y se ha utilizado desde 1913, cuando se calentaron a presión diferentes combustibles e hidrocarburos pesados en tambores grandes hasta alcanzar su fractura térmica en productos de menor tamaño molecular con un punto de ebullición más bajo; al mismo tiempo, algunas de esas moléculas reaccionaron entre sí para formar otras, incluso más grandes que los originales, dando origen al coque [5].

Las principales características de las tecnologías de rechazo de carbono son las siguientes [2]:

- Se basan en la eliminación de carbono en forma de coque con baja relación atómica H/C o en forma de asfalto (en el caso de desasfaltado), produciendo un rendimiento moderado de productos líquidos.
- Es un proceso importante para la conversión de residuos y es el método más común utilizado comercialmente.
- La desintegración térmica del residuo se realiza a una presión relativamente moderada (0.1 – 0.4 MPa) y a menudo se denomina proceso de coquización.
- Utilizan temperaturas entre 480°C y 550°C y tiempos de residencia en la fase de vapor de 20s o más, lo que proporciona un grado significativo de craqueo y deshidrogenación de la alimentación, lo que hace que el procesamiento posterior sea más complicado y produce subproductos de bajo valor como gas y coque.
- Transfieren hidrógeno de las moléculas pesadas a las moléculas más livianas, lo que resulta en la producción de coque o carbón. El residuo es donante de hidrógeno a alta temperatura.
- Producen una cantidad relativamente alta de gases como metano, eteno, propeno, butano y productos secundarios como LPG, gas seco, etc.
- El coque es un subproducto significativo y su mecanismo de formación es diferente del de otros productos.
- Capaz de eliminar las fracciones más pesadas de los aceites crudos, produciendo coque que contiene la mayoría de azufre, nitrógeno y metales del crudo original.

Dentro de las diferentes tecnologías que se encuentran dentro de estos procesos se incluyen: viscorreducción (visbreaking), coquización (coking), y las tecnologías degasificación y desasfaltado por solventes que, aunque realmente estas no se encuentran dentro de esta clasificación, algunos autores la incluyen en ella [2,6].

1.5.1. Viscorreducción

La viscorreducción (VB), del inglés *visbreaking*, es el proceso térmico más económico y sencillo de emplear. Es la tecnología más antigua en donde la alimentación de crudo pesada es sujeta a craqueo térmico moderado. Comúnmente se emplea para reducir las viscosidades de crudos pesados o residuos, de tal manera que el producto pueda ser transportado con mayor facilidad [15].

Las condiciones del proceso varían entre 455°C a 510°C (850°F – 950°F) y a una presión de 50 psi a 300 psi. Se requiere un tiempo de residencia corto para evitar la formación de coque. Dos variantes de *visbreaking* se encuentran disponibles comercialmente: el *soaker visbreaker* y el *coil visbreaker*. La diferencia es que el *soaker visbreaker* funciona con una temperatura más baja con un tiempo de residencia más alto, que el *coil visbreaker* dando como resultado un menor consumo de energía para el *soaker visbreaker* obteniendo la misma severidad de proceso, pero al requerirse mayor tiempo de residencia se evidencia la formación de coque lo cual trae altos costos operativos para su manejo y limpieza [16].

Las principales desventajas del proceso de viscorreducción son [11]:

- Los productos obtenidos requieren de un posterior tratamiento para eliminar metales y azufre.
- Su aplicabilidad está limitada debido a la inestabilidad de los productos desintegrados.
- El combustóleo producido tiene un mercado muy reducido, lo cual hace que el proceso sea poco atractivo.

1.5.2. Coquización

Los procesos de coquización son la tecnología más utilizada debido a su versatilidad para tratar cualquier tipo de residuos. La capacidad instalada representa aproximadamente el 31% (alrededor de 6 MMbbl/d) de la capacidad mundial de refinación para el tratamiento de residuos de petróleo. Este proceso de conversión térmica transforma residuos en destilados de mayor valor. Se opera a una temperatura más alta que el proceso *visbreaking* y se usa ampliamente en refinerías, especialmente en el esquema de refinación de Estados Unidos y Venezuela [17].

El objetivo del proceso es la conversión residuos (residuo de vacío y residuo atmosférico) para producir productos más ligeros y valiosos como gases, nafta, gasóleos pesados y ligeros dejando como producto de menor valor el coque. El proceso rompe térmicamente las moléculas de hidrocarburo de cadena larga en la alimentación en moléculas de cadena más corta [2].

El coque es un subproducto de bajo valor económico en comparación con otros combustibles líquidos, pero en realidad existe una significativa demanda de coque a nivel mundial, inclusive de aquellos con alto nivel de azufre ya que es un combustible muy económico. Sin embargo, esto ha significado una inversión adicional ya que los gases de combustión del coque deben ser tratados [16].

- **Coquización retardada**

La alimentación (residuos) se introduce en el fraccionador donde se calienta y las fracciones más ligeras se extraen como corriente lateral de producto. Los fondos del fraccionador se calientan luego en un horno cuya temperatura de salida varía de 480 °C a 515 °C, dicha corriente entra a uno de los tambores de coque donde continúan las reacciones de craqueo, los productos ligeros salen por una corriente en el tope del tambor y los depósitos de coque quedan en la superficie interna del mismo (Figura 1.4). Para dar funcionamiento continuo, se utilizan dos tambores; mientras que uno está en funcionamiento, el otro se está limpiando. La temperatura en el tambor de coque varía de 415 °C a 450 °C a presiones de 15 a 90 psi. [16].

Los productos ligeros se llevan al fraccionador donde nafta y otros destilados se recuperan. El material pesado que quede se recicla a las corrientes del fondo junto a la alimentación para luego ser enviada al calentamiento y tanques de coque. [16].

Por lo general, los tambores de coque funcionan en ciclos de 18 a 24 h, que incluyen precalentar el tambor, llenarlo con alimentación caliente, permitiendo que se formen coque y productos líquidos, enfriar el tambor y extraer el coque [2].

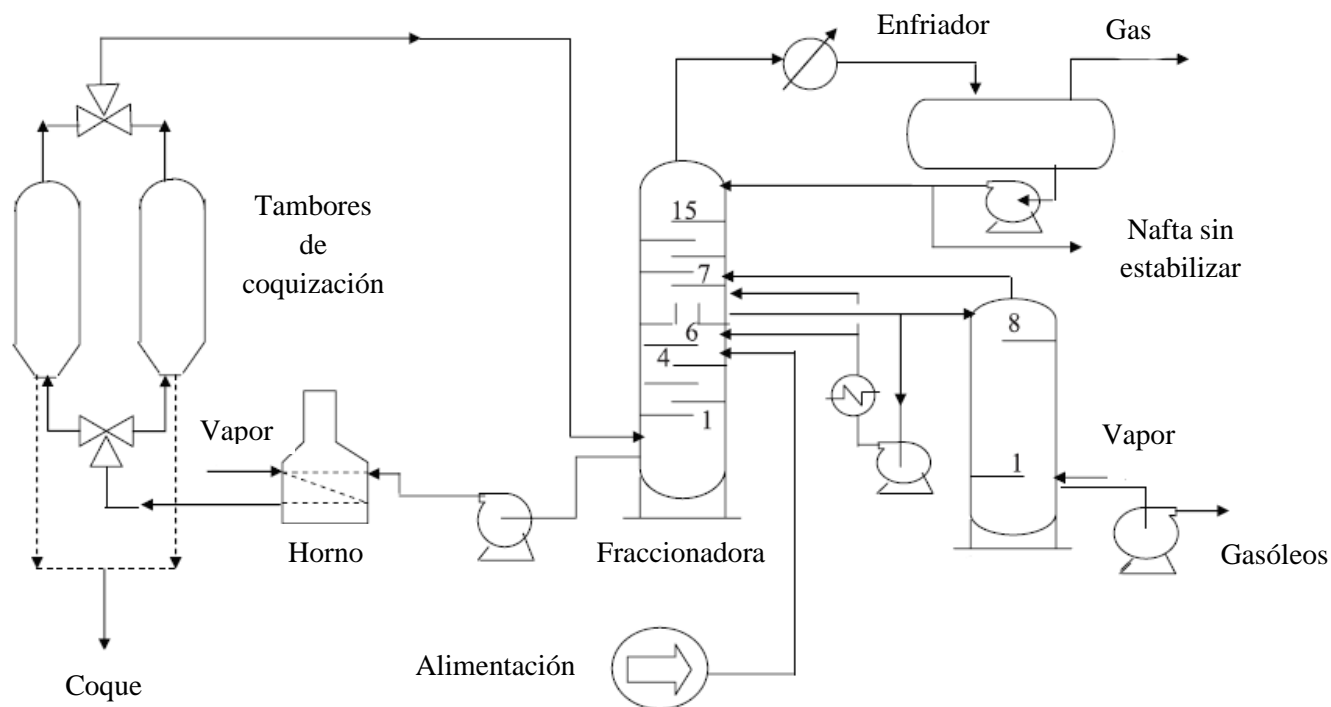


Figura 1.4. Esquema simplificado del proceso de coquización retardada [18].

- **Coquización fluida – flexicoking**

Mientras que la coquización retardada es un proceso por lotes, la coquización fluida es un proceso continuo diseñado para maximizar el rendimiento de la fracción líquida y minimizar el rendimiento del coque. Flexicoking es una extensión de la coquización fluida en la que una parte del coque está gasificada; por lo tanto, el proceso de coquización es el mismo.

El proceso consiste de un reactor de coquización y un quemador, en este último las partículas de coque se calientan mediante combustión parcial a aproximadamente 625 °C. Posteriormente las partículas de coque caliente son recirculadas al reactor de coquización para suministrar calor al reactor de coquización utilizando vapor como medio fluidizante.

Al reactor también es alimentado el residuo a tratar mediante aspersores a una temperatura de 300 °C que, al entrar en contacto con el coque caliente que opera entre 480 °C y 550 °C, sufre una

rápida pirolisis como resultado de la transferencia de calor generando más coque y productos livianos [19].

Los productos livianos se extraen por la parte superior del reactor mientras que el coque se retira por la parte inferior y se transporta al quemador, donde el 15% - 30% se quema mediante inyección de aire y el restante se recircula nuevamente al reactor para proporcionar el calor requerido [2].

Las características del reactor de coquización utilizado en el proceso de flexicoking (Figura 1.5), son similares a las utilizadas en el proceso de coquización fluida. Sin embargo, el quemador utilizado en este último se reemplaza por un calentador.

El coque extraído de la parte inferior del reactor se transporta al calentador. Una porción de las partículas de coque se retira del calentador y se transporta a un gasificador de lecho fluido. La gasificación se produce a unos 900 °C y los productos generados más las partículas de coque restantes se recirculan al calentador, por lo tanto, las partículas calientes como los productos de gasificación son la fuente de calor en el calentador [19].

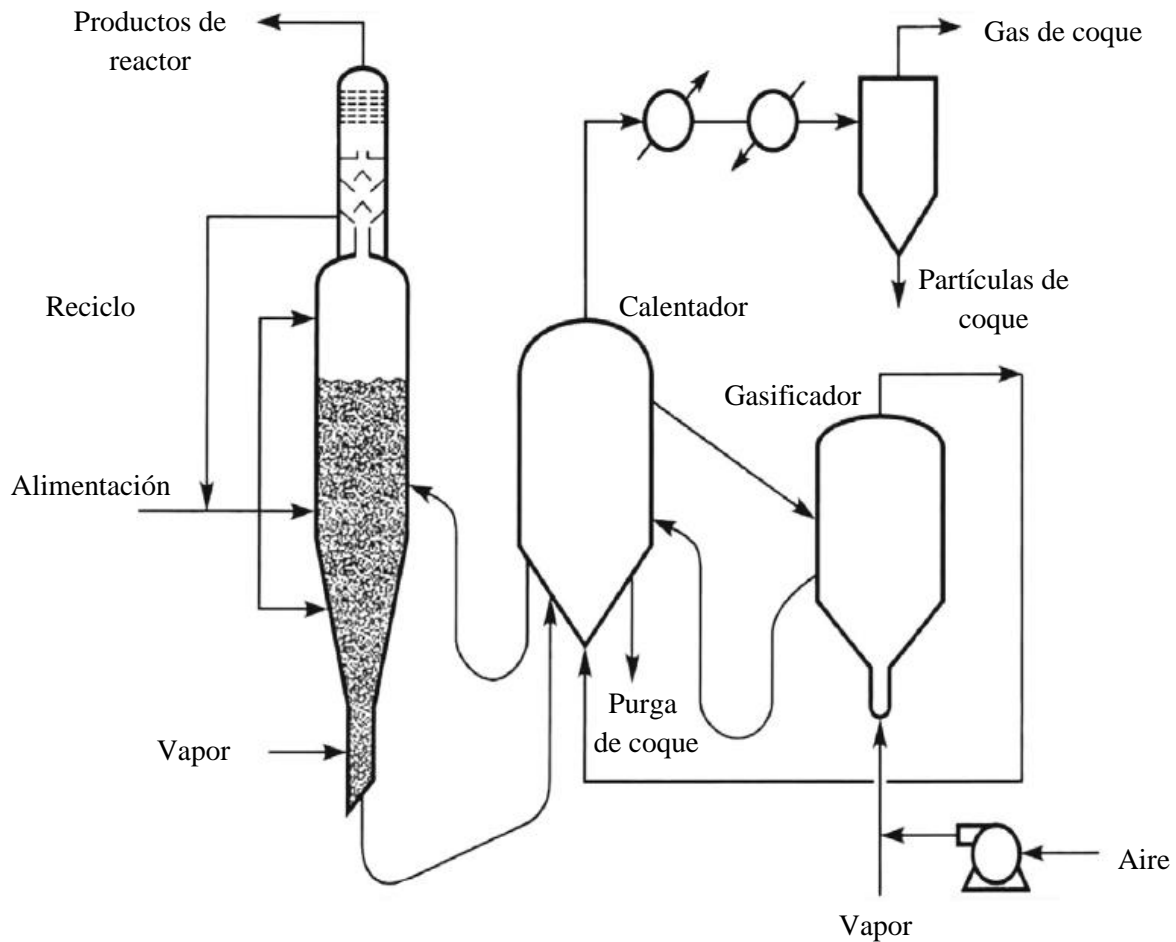


Figura 1.5. Esquema simplificado del proceso de flexicoking [16].

1.5.3. Gasificación

La gasificación es una tecnología flexible, probada comercialmente y eficiente para producir productos de alto valor a partir de materias primas de menor valor. Puede convertir cualquier material carbonoso sólido o semisólido (corrientes de refinería intermedias, asfalto, coque, etc.) a gas de síntesis. Se puede lograr casi el 100% de conversión de carbono y no se deja ningún subproducto sólido para su eliminación [2].

El proceso se logra exponiendo la alimentación a altas temperaturas (mayores a 1000 °C) sin generar combustión bajo una cantidad controlada de oxígeno y/o vapor. El producto, gas de

síntesis, es una mezcla de monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono y metano. Cuando esta tecnología es aplicada para residuos de crudos pesados, en comparación con otras tecnologías de mejoramiento que ofrecen cierta reducción de fondos de barril, la gasificación es la única tecnología que hace posible que no se produzca ningún residuo.

Es esencialmente un quemador en donde el oxígeno de entrada es insuficiente para producir una llama de combustión limpia. En general, cuanto mayor es el contenido de hidrógeno de la alimentación, se requiere menos oxígeno para la reacción. Una vez que la carga está en el reactor, las partículas de esta se desvolatilizan rápidamente y pierden las características inherentes de la materia prima original. La alta temperatura de funcionamiento desintegra todos los hidrocarburos que se pueden formar durante la desvolatilización, esto elimina los problemas de contaminación del agua condensada. En la Figura 1.6 se observa la tecnología de gasificación desarrollada por Texaco.

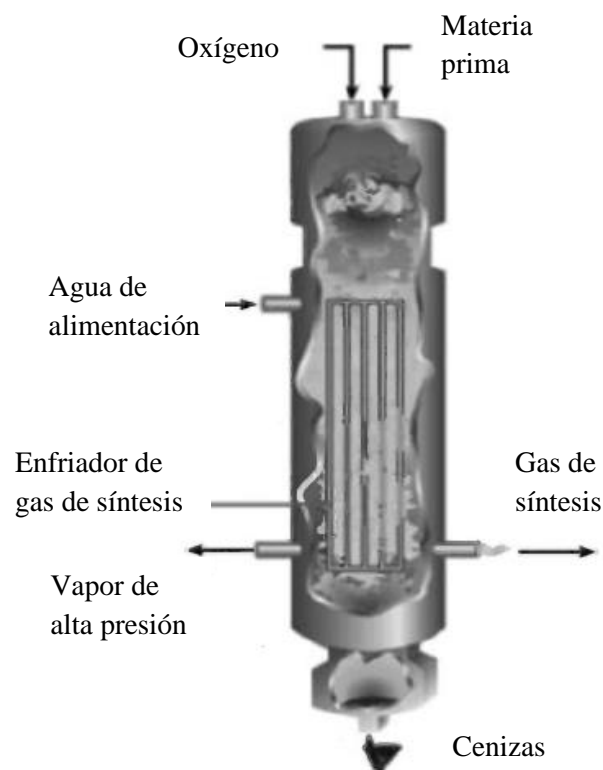


Figura 1.6. Esquema simplificado del proceso de gasificación de Texaco [9].

El proceso permite manejar cualquier tipo de residuo de refinerías, incluido el coque de petróleo, y ofrece una gama de productos de valor agregado como electricidad, vapor, hidrógeno y diversos productos químicos basados en la química de gas de síntesis [2].

1.5.4. Desasfaltado por solvente

El desasfaltado por solvente (SDA), un proceso no destructivo de extracción líquido-líquido, se prefiere para obtener productos de mayor valor económico de residuos de vacío.

Es un proceso de separación en el que la fracción de asfaltenos se precipita del residuo utilizando un disolvente parafínico ligero (propano, butano, pentano o n-heptano). El producto es un aceite desasfaltado de bajo contenido de azufre y metales llamado DAO, el cual es rico en parafinas y normalmente se usa como entrada a procesos FCC e hidrocraqueo.

Dentro del proceso (Figura 1.7), la materia prima se mezcla con el disolvente y luego se lleva a la temperatura deseada (55 °C) antes de ingresar a la torre de extracción. La materia prima, con una pequeña cantidad de solvente, ingresa a la torre de extracción en un punto aproximadamente dos tercios de la columna. Otra parte del solvente se bombea desde el acumulador y entra cerca del fondo de la torre. En torre de extracción el petróleo pesado fluye hacia abajo mientras que el solvente ligero fluye hacia arriba. A medida que avanza la extracción, el aceite deseado migra al disolvente y los asfaltenos se separan y se mueven hacia el fondo. La mezcla de solvente DAO fluye desde la parte superior hacia un evaporador donde el solvente vaporizado se recircula y el DAO con menor cantidad de solvente se envía a un separador a presión atmosférica donde el resto del solvente es vaporizado y se separa del DAO.

Por otro lado, la mezcla de solvente - asfaltenos se presuriza desde el fondo de la torre de extracción al calentador y luego al removedor de asfaltenos, donde el solvente vaporizado se separa de la mezcla.

Las ventajas de este método son el costo relativamente bajo, la flexibilidad para ajustar la calidad del DAO en un amplio rango y la eliminación de problemas de ensuciamiento en unidades

posteriores. Sin embargo, la eliminación del residuo (fracción de asfaltenos) sigue siendo un tema sin resolver. [2].

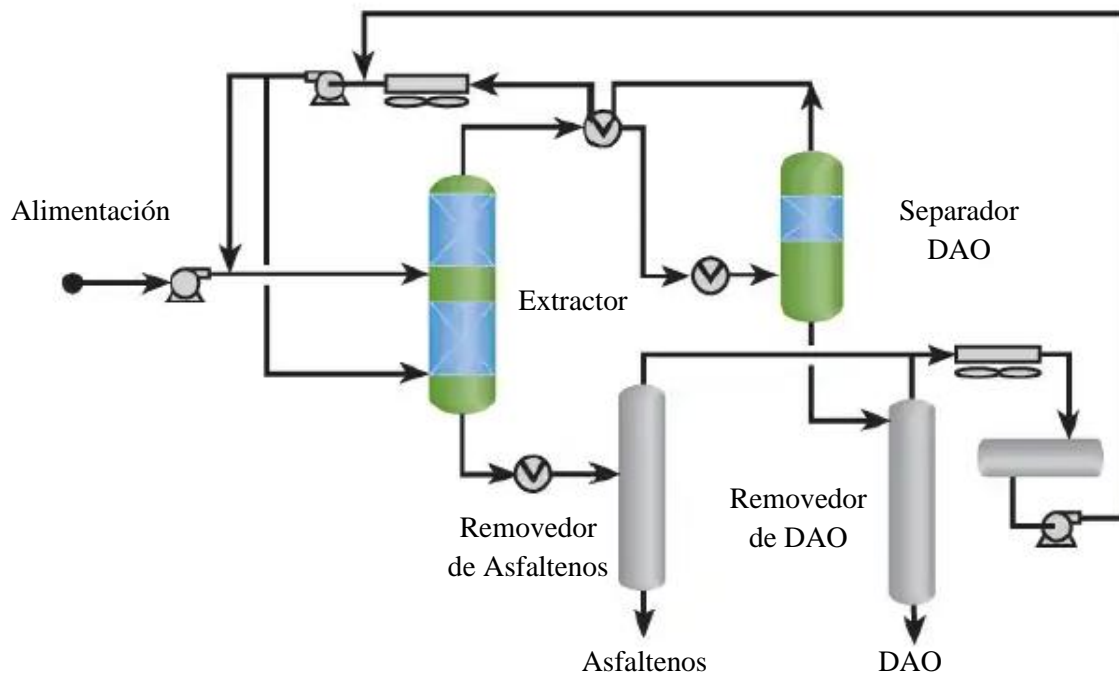


Figura 1.7. Esquema simplificado del proceso desasfaltado por solvente [20].

1.6. Procesos de mejoramiento combinados

Para el caso del petróleo pesado y extra pesado, la decisión del uso de procesos de coquización o hidroprocesamiento depende de evaluaciones técnicas y económicas, no solo basadas en la producción de crudos mejorados, sino también en la calidad de los destilados producidos de ellos, por ejemplo, los destilados de los procesos de coquización (nafta de coque y gasóleo) requieren un mayor tratamiento con hidrotratamiento debido a que aún son inestables e insaturados y requieren mayor hidrogenación, mientras que los de hidroprocesamiento pueden no necesitar un tratamiento posterior según la especificación deseada de los productos finales [5].

En cualquier caso, tomar una decisión sobre qué tecnología de mejoramiento es más adecuada para cierto petróleo crudo no es una tarea sencilla, y debe tomar en consideración varios factores, entre

los más importantes están: el precio del petróleo crudo, el nivel de impurezas de la alimentación, la calidad a la cual se quiere mejorar y el esquema de proceso de la refinería en donde se llevará a cabo el proceso [5].

Utilizar la combinación de varias tecnologías, mediante el empleo de más de un proceso para mejorar crudos pesados, puede ser una opción atractiva para lograr el máximo beneficio. De tal manera, las ventajas de cada enfoque se combinan en un esquema de proceso integrado y esta sinergia puede generar mayores ventajas que el uso de procesos individuales. Castañeda et al. [5] hace una descripción de varios de estos procesos combinados indicando sus respectivas ventajas, entre los cuales tenemos: desasfaltado/gasificación, coquización retardada/gasificación, desasfaltado/coquización retardada, lecho ebullente/desasfaltado entre otros.

En la literatura se pueden encontrar algunas evaluaciones técnicas con o sin datos experimentales, sin embargo, las evaluaciones económicas para esquemas de procesos combinados son escasas. Díaz-Boffelli [11] evaluó un esquema de proceso de mejora parcial de petróleo pesado mediante la combinación de procesos SDA e hidrotratamiento (HDT). Se obtuvo un beneficio de 3.42 USD/bbl con un aumento de la gravedad API de 4.91 °, en comparación con el crudo pesado original (11.7 °API). El proceso combinado de SDA y gasificación [5] para un crudo canadiense Cold Lake, mostró un beneficio neto de 1.33 USD/bbl en comparación con 1.10 USD/bbl sólo para SDA. Zachariah y de Klerk [21] compararon el impacto de la mejora parcial del bitumen derivado de arenas bituminosas con secuencias de proceso SDA-VB y VB-SDA. SDA-VB logró un rendimiento de producto líquido 2 % peso más alto y requirió un costo de capital general de 51.5 MMUSD. Por otro lado, VB-SDA produjo un producto de petróleo más rico en hidrógeno y un costo de capital general de 53.1 MMUSD.

Como se puede ver, la integración de varias tecnologías en un esquema de proceso combinado es, de hecho, un enfoque que puede ofrecer mejores beneficios económicos que el uso de un sólo proceso.

CAPÍTULO II

MARCO METODOLÓGICO

El presente capítulo comprende de los modelos y correlaciones empleadas para las simulaciones de los procesos de hidrotratamiento catalítico y coquización retardada del presente trabajo.

2.1. Modelo de hidrotratamiento

El instituto Mexicano del Petróleo desarrolló una tecnología de hidrotratamiento catalítico (HIDRO-IMP[®]) para convertir crudos pesados y extra pesados, en un producto mejorado con niveles de contaminantes, gravedad API y destilados dentro del estándar comúnmente reportado en las materias primas típicas de los esquemas de refinación. El proceso dispone de varios reactores en serie cargados con catalizadores selectivos para las reacciones de HDM, HDAs, HDS, HDN y HCR [22].

El modelo a emplear se basa en el propuesto por Álvarez et al. [23, 24, 26] para el proceso de HIDRO-IMP[®] el cual representa todas las principales reacciones de hidroprocesamiento de residuos, y es capaz de describir el comportamiento en reactores de escala piloto e industrial. Para su desarrollo, Álvarez et al. [23, 24, 26] tomaron como base un reactor trifásico de flujo tapón el cual además considera la teoría de doble capa que toma en consideración la transferencia de masa en las interfaces gas-líquido y líquido sólido. El modelo también cuenta con corrientes de hidrógeno entre cada lecho catalítico para enfriar las corrientes del proceso (quenching). Se emplearon las correlaciones de Korsten y Hoffmann [23,25] para el cálculo de propiedades a lo largo del reactor.

El modelo sirve para simular un reactor piloto e industrial de hidrotratamiento, y predecir el comportamiento en la mejora de un residuo atmosférico proveniente de un crudo pesado de 13°API, cuyas propiedades se encuentran en el siguiente capítulo (Tabla 3.1). El reactor consta de varios lechos catalíticos y diferentes corrientes de quench de tal manera que, a la entrada de cada lecho, las corrientes se encuentren a una temperatura inicial establecida. El reactor, basado en datos experimentales, simula las reacciones de hidrotratamiento antes mencionadas, en donde se puede

observar la evolución de remoción de las impurezas (azufre, nitrógeno, níquel, etc.) a lo largo del reactor.

El modelo presenta las siguientes consideraciones [26]:

- No es considerada la desactivación del catalizador ya que las muestras experimentales fueron recolectadas en condiciones estacionarias, después del periodo inicial de desactivación.
- Las velocidades de fluidos constantes a través del reactor.
- La vaporización de la fracción pesada es menor al 6% en volumen por lo cual no es tomada en cuenta.
- La velocidad líquida es considerada constante a lo largo del reactor ya que la expansión líquida bajo condiciones moderadas de hidrocraqueo usadas en los experimentos está entre 3-5% vol.
- La velocidad del gas es variable debido a la contracción volumétrica causada por el consumo de hidrógeno.
- No se presentan gradientes de concentración ni de temperatura.
- Las reacciones químicas toman lugar solo en la superficie del catalizador sólido.
- Presión constante a lo largo del reactor.
- Se toman en cuenta las reacciones de HDS, HDN, HDM (níquel (HDNi) + vanadio (HDV)), HDAs y HCR (conversión del residuo 538°C+).
- El hidrógeno es el compuesto principal de la fase gaseosa y este es disuelto en la fase líquida y transportado al catalizador para reaccionar con los compuestos orgánicos e hidrocarburos.
- Los productos gaseosos como H₂S e hidrocarburos ligeros (compuestos principalmente por CH₄) son liberados a la fase gaseosa.

Los autores [23,26] reportaron resultados de la simulación con desviaciones menores al 5% respecto a datos experimentales, para las reacciones de HDS, HDN, HDM, HDAs HCR y consumo de hidrogeno. Los resultados también indicaron que el reactor industrial mostró de 8 a 18% más

desempeño en simulación de resultados que el reactor piloto, debido a utilización completa del catalizador.

En el presente trabajo se realizó la simulación del reactor de hidrotratamiento de escala industrial.

2.1.1. Ecuaciones del modelo

A continuación, se presentan los balances de masa y energía propuestos para el modelo por Álvarez et al.

- **Balances de masa**

Debido a que no hay reacciones químicas en la fase gaseosa, el cambio del flujo molar en los componentes gaseosos a lo largo del reactor es igual a la velocidad de transferencia de masa gas-líquido, lo cual se expresa en la ecuación 2.1.

$$\frac{dN_i^G}{dz} = -A_S k_i^L a_L \left(\frac{P}{H_i} \frac{N_i^G}{\sum N_i^G} - C_i^L \right) \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

N_i^G : flujo molar del componente i en fase gaseosa (mol s^{-1}).

z : posición axial a lo largo del lecho catalítico (cm).

A_S : área transversal del reactor (cm^2).

k_i^L : coeficiente de transferencia de masa gas – líquido del componente i (cm s^{-1}).

a_L : área de interfase específica gas – líquido (cm^{-1}).

P : presión total del reactor (MPa)

H_i : constante de ley de Henry del componente i ($\text{MPa cm}^3 \text{ mol}^{-1}$).

C_i^L : concentración del componente i en fase líquida (mol cm^{-3}).

i : H_2 , H_2S y CH_4 .

El cambio de la concentración de componentes gaseosos disueltos en la fase líquida se expresa en la ecuación 2.2 la cual depende del equilibrio gas-líquido y de la transferencia de masa líquido-sólido a lo largo del reactor.

$$\frac{dC_i^L}{dz} = \frac{1}{u_L} \left(k_i^L a_L \left(\frac{P}{H_i} \frac{N_i^G}{\sum N_i^G} - C_i^L \right) - k_i^S a_S (C_i^L - C_i^S) \right) \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

u_L : velocidad superficial del líquido (cm s^{-1}).

k_i^S : coeficiente de transferencia de masa líquido - sólido del componente i (cm s^{-1}).

a_S : área de interfase específica líquido - sólido (cm^{-1}).

C_i^S : concentración del componente i en fase sólida (mol cm^{-3}).

$i = \text{H}_2, \text{H}_2\text{S}$ y CH_4 .

Los componentes orgánicos e hidrocarburos líquidos pesados son transportados sólo desde la fase líquida al catalizador ya que no se considera la vaporización de la alimentación, este cambio viene expresado en la ecuación 2.3.

$$\frac{dC_i^L}{dz} = -\frac{1}{u_L} k_i^S a_S (C_i^L - C_i^S) \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

i : S, N, Ni, V, Asfaltenos y residuo 538 °C+.

El cálculo de la gravedad específica del crudo viene dado por:

$$\frac{dGE}{dz} = -\frac{1}{u_L} k_{GE} GE^{n_{GE}} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

GE: gravedad específica.

k_{GE} : constante cinética relacionada con el cambio de gravedad específica (s^{-1})

n_i = orden de reacción.

Los compuestos transportados entre la fase líquida y sólida son consumidos y producidos por reacciones químicas en el catalizador.

$$k_i^S a_S (C_i^L - C_i^S) = \pm r_j \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde

r_j = Velocidad de reacción del componente j ($\text{mol cm}^{-3} \text{ s}^{-1}$)

i: H_2 , H_2S , CH_4 , S, N, Ni, V, Asfaltenos y residuo 538 °C+.

j: HDS, HDN, HDNi, HDV, HDAs y HCR.

El signo “-” es para los reactivos y el signo “+” es para los productos.

El flujo necesario de hidrógeno requerido para enfriar la corriente de proceso a cierta temperatura de entrada puede estimarse como:

$$q = - \frac{\left[\int_{T_{\text{salida}}}^{T_{\text{entrada}}} l_{\text{salida}} C_p^L dT + \int_{T_{\text{salida}}}^{T_{\text{entrada}}} g_{\text{salida}} C_p^G dT \right]}{\int_{T_{\text{salida}}}^{T_{\text{entrada}}} C_p^Q dT} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde:

q: flujo másico del fluido quench (g s^{-1}).

l: flujo másico líquido (g s^{-1}).

g: flujo másico gas (g s^{-1}).

T: temperatura (K).

C_p : Capacidad calorífica ($\text{J g}^{-1} \text{ K}^{-1}$).

L: líquido.

G: gas.

Q: quench.

Donde cada lecho catalítico queda representado por el siguiente balance de masa:

$$q + l_{\text{salida}} + g_{\text{salida}} = l_{\text{entrada}} + g_{\text{entrada}} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

- **Balance de energía**

El modelo toma en cuenta la naturaleza exotérmica de las reacciones de hidroprocesamiento, empleando un calor de reacción global ($\Delta H_R = 7820 \text{ kJ/kg}_{\text{azufre}}$) [22] que es representativo de los procesos de HDS de residuos atmosféricos y considera la contribución de todas las reacciones (HDS, HDA etc.)

$$\frac{dT}{dz} = [(-\Delta H_R)r_{\text{HDS}}] \frac{1}{u_G \rho_G C_P^G + u_L \rho_L C_P^L} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

ρ : densidad a condiciones del proceso (g cm^{-3})

- **Cinética de reacción**

La reacción de HDS es descrita por el siguiente modelo Langmuir–Hinshelwood que toma en cuenta el efecto inhibitor del H_2S .

$$r_i = k_i \frac{(C_S^S)^{n_{\text{HDS}}} (C_{\text{H}_2}^S)^{0.5}}{(1 + K_{\text{H}_2\text{S}}^S C_{\text{H}_2\text{S}}^S)^2} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

k_i : contante de velocidad de reacción i

$K_{\text{H}_2\text{S}}^S$: constante de equilibrio de adsorción para H_2S ($\text{cm}^3 \text{ mol}^{-1}$).

i : HDS

Para el caso de las reacciones de HDN, HDM, HDAs y HCR se modelaron por medio de la ley de potencia.

$$r_j = k_j(C_i^S)^{n_j} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Se asume que la producción de gas es exclusivamente por HCR de la fracción 538 °C+

$$r_i = k_i(C_{538\text{ }^\circ\text{C}+}^S)^{n_{\text{HCR}}} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Donde:

i: CH₄

El consumo de H₂ (Ec 2.12.) y la generación de H₂S (Ec 2.13.) fueron determinados utilizando los coeficientes estequiométricos generales en base molar (v) para las diferentes reacciones de hidroprocesamiento:

$$r_{\text{H}_2\text{S}} = v_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{H}_2\text{S}} r_{\text{HDS}} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

$$r_{\text{H}_2} = \sum v_j^{\text{H}_2} r_j \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Los parámetros cinéticos del modelo fueron tomados del trabajo de Álvarez et al. [23] para las reacciones que pueden observarse en la Tabla 2.1 y Tabla 2.2.

Tabla 2.1. Parámetros cinéticos de reacciones de hidrotratamiento [23].

Reacción	n	Constante cinética, k_0	Energía de activación
			E_A (kJ/mol)
HDS	1.17	$3.568 \times 10^9 \text{ \%peso}^{-0.17} (\text{mol}/\text{cm}^3)^{-0.5} \text{h}^{-1}$	104.04
HDN	2.00	$1.580 \times 10^3 \text{ ppm}^{-1} \text{h}^{-1}$	94.25
HDNi	0.55	$8.732 \times 10^6 \text{ ppm}^{-0.45} \text{h}^{-1}$	85.39
HDV	1.56	$1.323 \times 10^6 \text{ ppm}^{-0.56} \text{h}^{-1}$	98.52
HDAs	0.75	$7.178 \times 10^8 \text{ \%peso}^{-0.25} \text{h}^{-1}$	116.79
HCR	2.00	$2.843 \times 10^8 \text{ \%peso}^{-1} \text{h}^{-1}$	141.72
CH₄	-	$8.439 \times 10^{11} \text{ \%peso}^{-1} \text{h}^{-1}$	198.97

Tabla 2.2. Parámetros cinéticos del cálculo de la gravedad específica [23].

Parámetro	Temperatura (°C)		
	380	400	420
k_{GE}	0.02576	0.04904	0.08135

2.1.2. Escalamiento

Los datos cinéticos proporcionados por Álvarez et al. [23,26] del modelo se obtuvieron mediante un reactor de escala piloto por lo cual la velocidad másica superficial es mucho más baja en estos que en los de tipo industrial causando problemas de mojado del catalizador incompletos y canalización. Es por ello que los autores relacionan las constantes cinéticas aparentes (k_{app}) con valores cinéticos intrínsecos (k_{int}) considerando los efectos de difusión interna e hidrodinámicos mediante la siguiente ecuación.

$$k_{app} = n_0 n_{CE} k_{int} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde n_0 representa el factor de efectividad, el cual toma en cuenta la difusión interna, y n_{CE} que representa la eficiencia de mojado, la cual toma en cuenta los efectos hidrodinámicos.

En el modelo, los autores [23,26] llevaron a cabo los experimentos con catalizadores de tamaño comercial, y consideraron que la difusión interna es constante, por lo que el factor de efectividad se puede agrupar con el valor cinético intrínseco quedando:

$$k_{app} = n_{CE}k_{int} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Para reactores industriales el valor de n_{CE} es aproximadamente 1 [23,26], para el caso de reactores piloto en el modelo de Álvarez et al. [23, 24] reportaron un valor promedio de 0.7.

- **Validación del modelo de HDT**

El modelo desarrollado por [23, 26] fue simulado con el software MATLAB® 2017b y se compararon las predicciones del modelo con los resultados experimentales reportados por [23, 26] de un reactor piloto a diferentes temperaturas. En la Tabla 2.3 se presenta una comparación de los resultados de rendimiento de RV calculados por el modelo y los valores experimentales obtenidos por [26].

Tabla 2.3. Comparación de datos de RV experimentales reportados por [26] a nivel piloto con los calculados por el modelo

Condiciones de operación de HDT		RV _{exp} (% peso)	RV _{modelo} (% peso)
LHSV (1/h)	T (°C)		
0.5	380	57.9	55.9
	400	51.5	48.7
0.75	380	60.6	59.3
	400	54.8	52.2
1.0	380	61.3	61.1
	400	55.8	55.1

Se calculo un error global porcentual absoluto medio para todos los datos con la siguiente ecuación:

$$EM = \frac{100\%}{n^\circ} \sum_{i=1}^{n^\circ} \left| \frac{y_{exp} - y_{mod}}{y_{experimental}} \right| \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Donde:

EM : Error porcentual absoluto medio (%)

y_{exp} : valor experimental

y_{mod} : valor calculado

n° : numero de pareja de datos

Dando como resultado una desviación global de 2.9 %.

- **Rango de aplicación del modelo HDT**

La validez del modelo es para un residuo atmosférico de un crudo de 13°API, bajo las siguientes condiciones: temperatura, 380 - 420 °C; presión, 9.8 MPa; velocidad espacial, 0.5 - 1.25 h^{-1} .

2.1.3. Remoción de Carbón Conradson

El residuo de carbono del petróleo es una propiedad que representa el porcentaje peso de coque que queda después de la evaporación y craqueo de una muestra en ausencia de aire. El resultado es reportado como residuo carbón Conradson (CCR) [27]. Esta propiedad es necesaria para el desarrollo del presente trabajo, debido a que el modelo de Álvarez et al. no incluye esta propiedad se emplea el modelo cinético de remoción de carbono Conradson (HDCCR) propuesto por Martínez et al. [28] ya que fue desarrollado usando un crudo Maya extra pesado de 13°API.

$$(-r_{HDCCR}) = k_{CCR} C_{CCR}^{nc_{CCR}} + kt_{CCR} C_{CCR}^{nt_{CCR}} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Donde:

k_{CCR} : constante cinética catalítica de la reacción CCR (%peso^{-0.527} h⁻¹).

kt_{CCR} : Constante cinética térmica de la reacción CCR (%peso^{-0.004} h⁻¹).

Con $nc_{CCR} = 1.53$ y $nt_{CCR} = 1.00$.

Se utilizó el siguiente balance de masa para evaluar la composición del producto:

$$\frac{dC_{CCR}}{dz} = \frac{1}{L} r_{HDCCR} \frac{w_{cat}}{m_T} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

Donde:

L: Longitud del lecho catalítico (cm)

w_{cat} : peso del catalizador (g)

m_T = flujo másico total ($g\ s^{-1}$)

Para la reducción de contenido de carbón Conradson se trabajó con los parámetros cinéticos reportados por Martínez et al. [28] en un tiempo de corrida de 200 horas, por lo cual en el presente trabajo se recalcularon los parámetros cinéticos aparentes, reportados en la Tabla 2.4, tomando en cuenta el factor de efectividad y la desactivación a 200 horas reportada por Martínez et al. [28]

Tabla 2.4. Parámetros cinéticos de reacción de HDCCR.

Parámetro	Temperatura (°C)				Energía de activación E_A (kJ/mol)
	380	400	410	420	
k_{CCR}	0.0892	0.1255	0.1464	0.1692	110.15
kt_{CCR}	0.0261	0.1211	0.2498	0.5023	328.08

- **Validación del modelo de remoción de carbón Conradson**

Martínez et al. [29] reporta valores experimentales a diferentes condiciones de temperatura y velocidad espacial. El modelo adaptado en el presente trabajo fue simulado con el software MATLAB® 2017b a las mismas condiciones de los datos experimentales. La validez de los resultados de la simulación respecto a los resultados experimentales puede observarse en la Figura

2.1, donde se tiene un error porcentual absoluto medio de 3.9 % lo que indica una correcta predicción por parte del modelo.

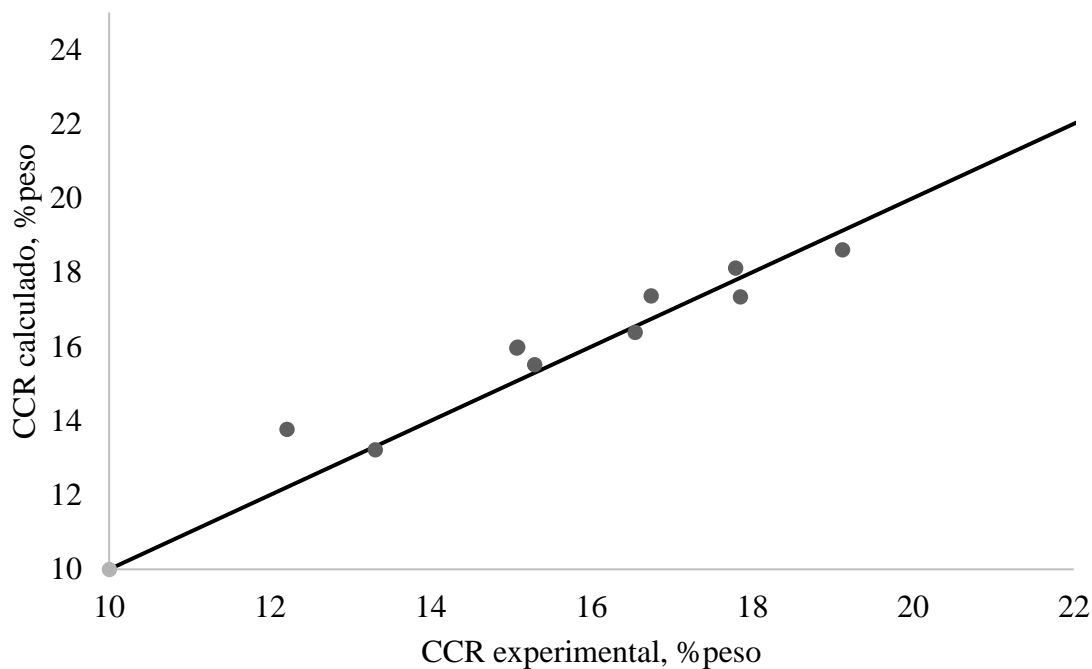


Figura 2.1. Comparación de cantidad de CCR experimental y calculada.

- **Rango de aplicación del modelo remoción de carbón Conradson**

La validez del modelo para un residuo atmosférico de un crudo de 13°API, bajo las siguientes condiciones: temperatura, 380 - 420 °C; presión, 9.8 MPa; velocidad espacial, 0.5 - 1.25 h^{-1} .

2.1.4. Cinética de hidro craqueo

El modelo de Álvarez et al. [23,24,26] sólo toma en cuenta el pseudo-componente de residuo de vacío. Para calcular el rendimiento de las demás fracciones del crudo respecto a la masa alimentada se utilizó como base el modelo propuesto por Martínez et al [30], el cual determina el rendimiento de 5 pseudo-componentes siguiendo la ruta como se observa en la Figura 2.2 que incluye gases, nafta (N, IBP – 204°C), destilados intermedios (MD, 204°C – 343°C), VGO (343°C – 538°C) y

residuo de vacío (RV, +538°C) de un proceso de hidrocrqueo catalítico de un residuo atmosférico proveniente de un crudo pesado de 13°API.

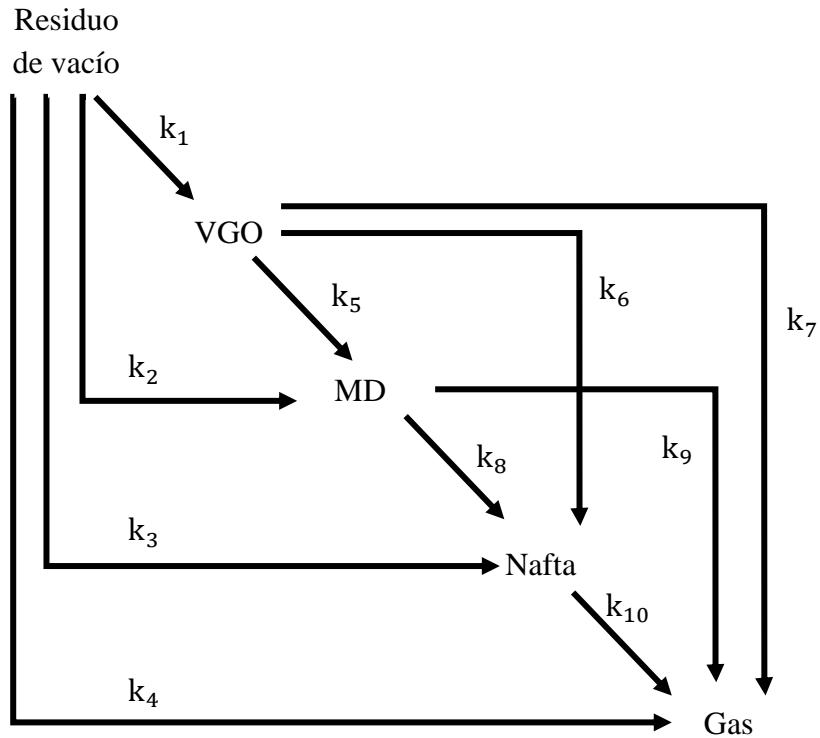


Figura 2.2. Esquema de modelo cinético de 5 pseudo-componentes [30].

Se utilizó el siguiente balance de masa para evaluar la composición del producto.

$$\frac{dy_i}{dz} = \frac{1}{L} r_i \frac{w_{cat}}{m_T} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Donde:

y_i : composición de pseudo-componente i

i : RV, VGO, MD, N y G.

La composición viene expresada por:

$$y_i = \frac{g_i}{g_T} \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Donde:

g_i : gramos de hidrocarburo que representa el pseudo-componente i (g).

g_T : gramos totales (g).

i : RV, VGO, MD, N y G.

Cada pseudo-componente tiene asociado una expresión cinética (r_i) en función de la composición y constantes cinéticas correspondientes, las ecuaciones propuestas son las siguientes:

RV

$$r_{RV} = -(k_1 + k_2 + k_3 + k_4)y_{RV}^2 \quad (\text{Ec. 2.21})$$

VGO

$$r_{VGO} = k_1 y_{RV}^2 - (k_5 + k_6 + k_7)y_{VGO} \quad (\text{Ec. 2.22})$$

MD

$$r_{MD} = k_2 y_{RV}^2 + k_5 y_{VGO} - (k_8 + k_9)y_{MD} \quad (\text{Ec. 2.23})$$

N

$$r_N = k_3 y_{RV}^2 + k_6 y_{VGO} + k_8 y_{MD} - k_{10} y_N \quad (\text{Ec. 2.24})$$

G

$$r_G = k_4 y_{RV}^2 + k_7 y_{VGO} + k_9 y_{MD} + k_{10} y_N \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

r_i : Velocidad de reacción del componente i ($g_i g_{cat}^{-1} h^{-1}$) con i : RV, VGO, MD, N y G.

k_j : constante de reacción, ($g_T^2 g_{RV}^{-1} g_{cat}^{-1} h^{-1}$), para j : 1, 2, 3 y 4; ($g_T g_{cat}^{-1} h^{-1}$), para j : 5, 6, 7, 8, 9, 10.

Es importante resaltar que la variable g representa los gramos del hidrocarburo en el proceso de hidrotratamiento, y el subíndice i representa el pseudo-componente al que hace referencia esos

gramos de hidrocarburo. Dicho esto, se muestra un ejemplo del análisis de dimensiones de la velocidad de reacción de la nafta. Partiendo de la ecuación 4, tenemos:

$$r_N = \frac{g_T^2}{g_{RV} g_{cat} h} \frac{g_{RV}^2}{g_T^2} + \frac{g_T}{g_{cat} h} \frac{g_{VGO}}{g_T} + \frac{g_T}{g_{cat} h} \frac{g_{MD}}{g_T} - \frac{g_T}{g_{cat} h} \frac{g_N}{g_T}$$

$$r_N = \frac{g_{RV}}{g_{cat} h} + \frac{g_{VGO}}{g_{cat} h} + \frac{g_{MD}}{g_{cat} h} - \frac{g_N}{g_{cat} h}$$

En la Figura 2.2 podemos observar la ruta de reacción del modelo donde indica que la formación de nafta viene dada por los gramos de hidrocarburo referenciados a RV, VGO y MD que reaccionan para formar nafta, menos los gramos de hidrocarburo referenciados a N que se transforman para formar otras fracciones, en este caso gases. Por lo que las unidades quedan de la siguiente manera:

$$r_N = \frac{g_N}{g_{cat} h}$$

De igual forma con las demás fracciones.

Martínez et al. [30] obtuvieron parámetros cinéticos para diferentes fracciones de acuerdo a su temperatura de ebullición. Dichos parámetros fueron ajustados y reportados en la Tabla 2.5, con ayuda del parámetro cinético HCR calculado por Álvarez et al. [23] de tal manera que ambos proporcionaran las mismas predicciones de residuo de vacío a las mismas

Tabla 2.5. Parámetros cinéticos ajustados de reacciones hidrodesintegración.

Parámetro	Camino de reacción	Temperatura (°C)				Energía de activación E_A (kJ/mol)
		380	400	410	420	
k_1	RV – VGO	0.31445	0.74865	1.13100	1.44841	196.44
k_2	RV – MD	0.15952	0.43922	0.69700	0.98712	223.32
k_3	RV – Nafta	0.06208	0.17607	0.29374	0.38870	226.51
k_4	RV – Gas	0.03094	0.08611	0.13508	0.21303	231.15
k_5	VGO - MD	0.00122	0.00285	0.00321	0.00405	163.03
k_6	VGO - Nafta	0.00016	0.00038	0.00070	0.00081	214.24
k_7	VGO - Gas	0.00012	0.00015	0.00043	0.00056	218.97
k_8	MD - Nafta	0.00202	0.00431	0.00536	0.00833	178.86
k_9	MD - Gas	0.00004	0.00008	0.00010	0.00017	187.95
k_{10}	Nafta - Gas	0.00213	0.00695	0.01677	0.02262	281.39

- **Validación del modelo de cinética de hidrocraqueo**

En la Figura 2.3. se observa la comparación del rendimiento de residuo de vacío calculado por los parámetros cinéticos del modelo de Álvarez et al. [23] con el modelo ajustado de Martínez et al. [30] con ayuda del software MATLAB® 2017b, donde se tiene un error porcentual absoluto medio de 1.31 % lo que indica una correcta predicción por parte del modelo.

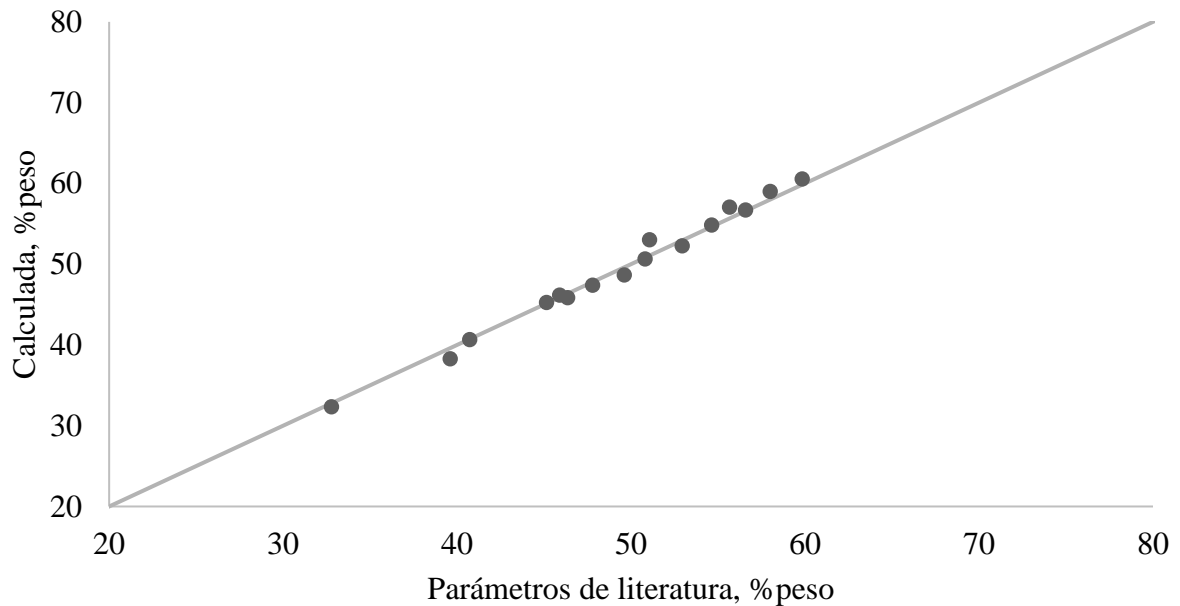


Figura 2.3. Comparación del rendimiento de residuo de vacío con datos parámetros cinéticos de Álvarez et al. [23] y calculado.

- **Rango de aplicación del modelo de cinética de hidrocraqueo**

La validez del modelo para un residuo atmosférico de un crudo de 13°API, bajo las siguientes condiciones: temperatura, 380 - 420 °C; presión, 9.8 MPa; velocidad espacial, 0.5 - 1.25 h^{-1} .

2.1.5. Consumo de hidrógeno

El consumo de hidrógeno se obtuvo mediante el balance desarrollado por Castañeda et al. [31].

$$H_2 \text{ consumido} = \Delta H_{2\text{gas}} + H_2 \text{ disuelto} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

Donde $\Delta H_{2\text{gas}}$ consumido en el reactor por reacción y $H_2 \text{ disuelto}$ es el que queda disuelto en el líquido al final del proceso.

En [31] reporta que, a nivel industrial, el hidrógeno disuelto representa entre el 0.1 y 6% del consumo total de hidrógeno y que esto no representa una gran contribución lo cual es una de las

razones por la cual las refinerías estiman el consumo de hidrógeno como la diferencia entre las corrientes de hidrógeno que ingresan y salen del reactor. En el presente trabajo toma en cuenta la misma consideración.

2.2. Correlaciones del proceso de coquización retardada

Establecer un modelo cinético para el proceso de coquización retardada (DC) es una tarea difícil ya que se llevan a cabo una serie de reacciones que involucran moléculas de gran tamaño difíciles de caracterizar. En la literatura se pueden encontrar diversas correlaciones para predecir el rendimiento de los productos líquidos, gases y coque además de algunas propiedades de estos productos. Correlaciones reportadas por Gary y Hankwert [32], Maples [33], Castiglioni [34], Smith et al. [35] y Volk et al. [36] fueron desarrolladas por medio de datos tomados de diferentes refinerías. Basado en el hecho de que el rendimiento del coque se correlaciona muy bien con el contenido de CCR de la alimentación [37], todas las correlaciones toman el contenido de CCR como variable principal, además, Castiglioni [34], Smith et al. [35] y Volk et al. [36] también emplean variables operativas como presión, temperatura, velocidad espacial, entre otras.

2.2.1. Rendimiento de productos

En este trabajo fueron empleadas las correlaciones lineales desarrolladas por Volk et al. [36] para predecir los rendimientos de productos del proceso de coquización retardada. Las ecuaciones son las siguiente:

$$\text{Líquido (\%peso)} = -1.1139\text{CCR} + 0.0419\text{T} - 0.2897\text{P} + 1103.08\text{LHSV} + 41.59$$

(Ec. 2.27)

$$\text{Coque (\%peso)} = 0.9407\text{CCR} - 0.0609\text{T} + 0.1529\text{P} - 319.759\text{LHSV} + 65.075 \text{ (Ec. 2.28)}$$

$$\text{Gas (\%peso)} = 0.1729\text{CCR} + 0.0191\text{T} + 0.13646\text{P} - 786.319\text{LHSV} - 6.762 \text{ (Ec. 2.29)}$$

$$\text{Nafta (\%peso)} = -0.3086\text{CCR} + 0.0137\text{T} + 0.1571\text{P} - 819.63\text{LHSV} + 16.461 \text{ (Ec. 2.30)}$$

$$\text{MD (\%peso)} = -0.3339\text{CCR} - 0.02635\text{T} - 0.0392\text{P} + 70.957\text{LHSV} + 50.452 \text{ (Ec. 2.31)}$$

$$\text{Gasóleos (\%peso)} = -0.4714\text{CCR} + 0.0546\text{T} - 0.4076\text{P} + 1851.76\text{LHSV} - 25.315 \text{ (Ec. 2.32)}$$

Donde:

MD: destilados medios.

CCR: carbón Conradson (% peso).

T: temperatura (°F).

P: presión (psig).

LHSV: velocidad espacial (min^{-1}).

Según los autores [36], estas correlaciones no reproducen de forma correcta los resultados de coquizadoras industriales ya que los rendimientos de líquidos calculados por las ecuaciones son menores a los esperados; además la velocidad espacial reportada como variable en las correlaciones tiene un significado diferente al usado en las unidades comerciales.

Los experimentos para desarrollar las ecuaciones fueron llevados a cabo en un micro-reactor de coquización, los autores [36] mencionan que la temperatura medida en la carga antes de la entrada al reactor resultó ser más alta que la temperatura interna del reactor por lo cual los líquidos producidos se asentaron en el reactor por más tiempo generando un sobre-craqueo y por ende mayor producción de gases y coque, y menos de líquidos que la esperada.

Por otro lado, la velocidad espacial tiene un significado diferente a nivel experimental, el cual se basa en el volumen del reactor; lo que tiene sentido ya que a nivel experimental la reacción empieza en los tambores del micro-reactor; pero a nivel industrial la reacción de coquización (425 °C) empieza en el precalentador cuya temperatura de salida generalmente varía de 480 – 500 °C.

Es por ello que fueron propuestas dos correcciones por parte de los autores [36], la primera fue fijar un valor arbitrario de velocidad espacial ($\text{LHSV } 0.0085 \text{ min}^{-1}$) de tal manera de que la variable no sea considerada dentro de las predicciones de las ecuaciones, y con base en este realizar

un ajuste de los resultados de las correlaciones con aquellos obtenidos de plantas industriales. Las correlaciones anteriores quedan ajustadas de la siguiente manera [36]:

$$\text{Coque}^*(\% \text{peso}) = 0.91 \text{coque} \text{ (Ec. 2.33)}$$

$$\text{Gas}^*(\% \text{peso}) = 0.82 \text{gas} \text{ (Ec. 2.34)}$$

$$\text{Líquido}^*(\% \text{peso}) = 100 - (\text{Coque}^* + \text{Gas}^*) \text{ (Ec. 2.35)}$$

$$\text{Nafta}^*(\% \text{peso}) = 0.75 \text{nafta} (\text{Líquido}^* / \text{Líquido}) \text{ (Ec. 2.36)}$$

$$\text{MD}^*(\% \text{peso}) = 0.90 \text{MD} (\text{Líquido}^* / \text{Líquido}) \text{ (Ec. 2.37)}$$

$$\text{Gasóleos}^*(\% \text{peso}) = \text{Líquido}^* - (\text{Nafta}^* + \text{MD}^*) \text{ (Ec. 2.38)}$$

Donde el asterisco indica el valor corregido.

Los productos obtenidos se clasifican según su punto de corte en [36]:

- Hidrocarburos ligeros hasta C_4
 - Nafta, IBP – 221.11°C
 - Destilados medios, 221.11°C – 343°C
 - Gasóleos, 343°C+
 - Coque, producto sólido
-
- **Validación de las correlaciones del proceso de coquización retardada**
- Muñoz et al. [37] realizó una comparación de estas correlaciones con 13 diferentes condiciones operativas y de alimentación tomadas de la literatura sobre coquizadoras comerciales, algunas de estas condiciones fueron CCR (15.6-31) % peso, API (0.1-10.3), temperatura (480-500) °C, presión (15-40) psig. Las conclusiones indicaron que las correlaciones que incluyen el efecto de las

condiciones de operación son más precisas que aquellas que solo toman en cuenta las propiedades de la alimentación. La correlación de Volk et al. [36] mostró la mayor precisión para la estimación de los rendimientos de coquización retardada. El error absoluto promedio de todos los resultados respecto al rendimiento de productos fue el siguiente: Volk et al. (10.14%) < Smith et al. (27.57%) < Castiglioni (28.03%) < Maples (41.63%) < Gary y Hankwert (49%).

- **Rango de aplicación del modelo de cinética de hidrocraqueo**

El rango de validez de las correlaciones es: CCR en carga, 16 – 29 %; temperatura de operación, 900 - 950 °F (482-510 °C); y presión de operación, 6 – 40 psig.

2.2.2. Contenido de azufre

En la literatura existen diversas correlaciones que nos permiten calcular, además del rendimiento de productos, algunas propiedades de estos. Volk et al. desarrolló ecuaciones empíricas para la estimación de contenido de azufre en los productos del proceso en función de la cantidad de azufre de la alimentación, de la temperatura y presión. Ghashghaee [38] realizó una evaluación de las correlaciones de Volk et al. para la distribución de azufre, según el autor se presentaron desviaciones muy altas, probablemente debido a la limitada heterogeneidad de los datos de origen utilizados en su derivación.

Gary y Hankwert [32] proporcionaron en sus estudios las distribuciones típicas de azufre en los productos de coquización retardada a partir de datos de plantas piloto e industriales (Tabla 2.6). El autor [32] menciona que dichos valores son adecuados para los estudios de evaluación económica primaria.

Tabla 2.6. Distribución de azufre en coquización retardada basada en la cantidad de azufre en la alimentación [32].

Producto	Azufre (%peso)
Gas	30
Nafta ligera^a	1.7
Nafta pesada^a	3.3
Gasóleo ligero^b	15.4
Gasóleo pesado^b	19.6
Coque	30
Total	100

^a Punto de corte Naftas, IBP – 204.44°C

^b Punto de corte Gasóleos, 204.44°C+

Debido a la diferencia de puntos de ebullición de las fracciones en los productos líquidos entre la correlación de Volk et al. [36] y la distribución de azufre de Gary y Hankwert [32] para homogeneizar ambos resultados se optó por calcular la cantidad de azufre en los productos gaseoso, líquido y sólido, y no por puntos de corte (Tabla 2.7).

Tabla 2.7. Distribución de azufre en productos del proceso de coquización retardada basada en la cantidad de azufre presente en alimentación [32].

Producto	Azufre (%peso)
Gas	30
Líquido	40
Coque	30
Total	100

Para determinar la densidad de los productos del proceso de coquización, se empleó el módulo de cálculo *Aspen HYSYS petroleum refining*[®] del software comercial *Aspen HYSYS V8.8*[®]. Este módulo nos permite obtener una caracterización del crudo prediciendo las propiedades requeridas tanto para el crudo como para las fracciones que le indiquemos según rango de temperatura de

ebullición. Según Liu [39] este módulo de cálculo es una mejora al tradicional modulo *Aspen HYSYS oil manager*[®] ya que tiene opciones más avanzadas de caracterización y nos permite proporcionar más propiedades del crudo para una mayor precisión. Entre más información le sea suministrada al programa, más precisos serán los resultados.

Utilizando como datos cantidad de azufre en los productos líquidos de Gary y Hankwert [32], y el rendimiento de productos mediante las correlaciones de Volk et al. [36] se determinó la densidad de los productos del proceso de coquización retardada (DC).

2.3. Puntos de corte en productos

Según el modelo de hidrotratamiento, los productos líquidos obtenidos se clasifican en fracciones de acuerdo a su temperatura de ebullición. Los pseudo-componentes considerados son residuo de vacío (RV) (538°C+), gasóleo de vacío (VGO) (343°C – 538°C), destilados intermedios (MD) (204°C – 343°C), nafta (IBP – 204°C) y gases ligeros. Para el caso de coquización retardada se tiene como producto solido el coque y como productos líquidos gasóleos (343°C+), destilados medios (MD) (221.11°C – 343°C), nafta (IBP – 221.11°C) y gases ligeros. Para comparar los productos líquidos de ambos procesos, se modificó el rango de temperatura de ebullición del punto de corte de las fracciones liquidas obtenidas del proceso de hidrotratamiento (nafta y MD) al mismo rango de ebullición de los productos del proceso de coquización retardada con ayuda del módulo de cálculo *Aspen HYSYS petroleum refining*[®] (Tabla 2.8).

Tabla 2.8. Puntos de corte de productos líquidos de los procesos evaluados.

Producto	Proceso	
	HDT	DC
Nafta	IBP – 221.11°C	IBP – 221.11°C
MD	221.11°C – 343°C	221.11°C – 343°C
Gasóleos	343°C – 538°C	343°C+
RV	538°C+	-

CAPÍTULO III

RESULTADOS Y DISCUSIONES

En esta sección se presenta el análisis de los resultados del presente trabajo. Primero se definen los esquemas a evaluar, luego se indican los resultados de cada esquema de proceso (propiedades y rendimiento de productos). Por último, se llevó a cabo un análisis económico donde se evalúan los diferentes esquemas de proceso a diferentes condiciones de operación.

3.1. Definición de los sistemas a evaluar

En el presente trabajo se consideraron 3 diferentes esquemas de proceso a ser comparados. En todos los casos la alimentación es la fracción pesada 343 °C+ (residuo atmosférico, RA) de un crudo pesado de 13 °API cuyas propiedades se encuentran en la Tabla 3.1, dicha carga es la misma utilizada por Álvarez et al. [23,26] para el desarrollo de sus modelos.

Los esquemas de proceso a evaluar son: 1) hidrotratamiento, 2) coquización retardada, y 3) hidrotratamiento más coquización retardada. En el esquema 3, el residuo de vacío no convertido (RV) del proceso de hidrotratamiento se envía como alimentación al proceso de coquización retardada.

Para todos los esquemas, se seleccionaron cuatro flujos volumétricos de RA, establecidos en función de la velocidad espacial del reactor de HDT: 0.5 h^{-1} , 0.75 h^{-1} , 1.0 h^{-1} y 1.25 h^{-1} .

Tabla 3.1. Propiedades del crudo [26].

	Crudo pesado	Fracción pesada	Fracción ligera
Rendimiento líquido (%vol.)	100	73.88	26.12
Gravedad específica	0.9788	1.0326	0.8253
°API	12.93	5.4	39.8
Viscosidad cinemática @ 25°C (cSt)	16,555	-	2.07
Viscosidad cinemática @ 121°C (cSt)	-	1,637.90	-
C (%peso)	82.75	82.5	83.8
H (%peso)	10.58	9.8	13.48
H/C radio molar	1.52	1.41	1.92
Azufre (%peso)	5.19	5.74	2.05
Nitrógeno (ppm)	4,771	5,960	236
Metales (ppm)			
Níquel	83	102	0
Vanadio	501	620	0
Níquel + Vanadio	584	722	0
Asfaltenos (% peso)	17.03	21.77	0
Rendimientos (%peso)			
Destilados intermedios (204°C – 343°C)	-	2.5	-
Gasóleo de vacío (343°C – 538°C)	-	30.4	-
Residuo de vacío (+538°C)	-	67.1	-

3.2. Esquema 1. Hidrotratamiento (HDT)

El primer esquema evaluado es el proceso de hidrotratamiento catalítico, tal y como se indica en la Figura 3.1, se alimenta el residuo atmosférico y una corriente de hidrógeno al proceso para obtener como productos: gases, nafta, MD, gasóleos y residuo de vacío. Se realizaron cuatro casos de

estudio de acuerdo a la capacidad del proceso presentados en la Tabla 3.2 y cada uno fue a evaluado a 4 temperaturas.

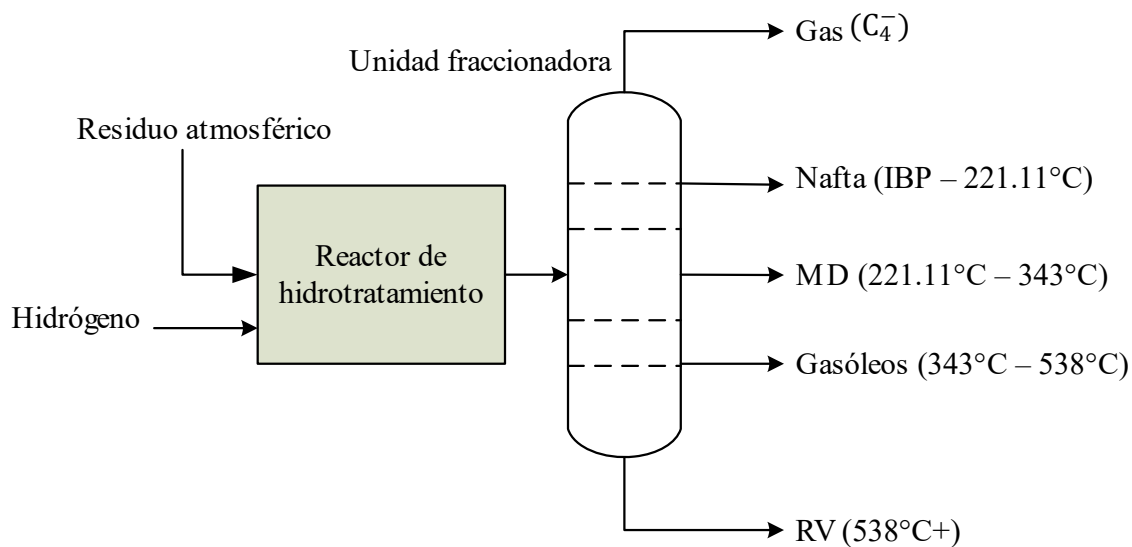


Figura 3.1. Esquema simplificado del proceso de hidrotratamiento catalítico.

Tabla 3.2. Casos de estudio según la capacidad del proceso.

Caso	LHSV (h^{-1})	Capacidad (bpd)	Capacidad (kg/h)
1	0.5	57,678	394,565
2	0.75	86,517	591,847
3	1.00	115,357	789,129
4	1.25	144,196	986,411

Las condiciones de simulación fueron:

Características del reactor

- Longitud: 40 m.
- Diámetro: 4.93 m.

Catalizador

- Densidad promedio: 0.8163 g/cm^3 .

- Catalizador HDM en primera etapa del lecho catalítico (30% vol), HDM/HDS en segunda etapa (30% vol) y HDS/HDN/HCR en última etapa (40% vol)

Condiciones de operación:

- Presión: 9.81 MPa.
- H₂/carga promedio: 5000 ft³std/bbl.
- Temperatura: 380 °C, 390 °C, 400 °C y 410 °C para cada capacidad de proceso, con un incremento de temperatura de 18 °C a la salida de cada lecho catalítico.

3.2.1. Resultados de la simulación del esquema de hidrotratamiento catalítico

Para las simulaciones del modelo de HDT, se utilizó el software MATLAB[®] 2017b, en particular las subrutinas ode45 y fsolve. En la Tabla 3.3 se muestran las propiedades del crudo mejorado y los rendimientos de cada fracción en porcentaje peso de la cantidad alimentada, se observa que a mayor temperatura y a menor velocidad espacial (mayor tiempo de residencia ya que para todos los casos se trabaja con el mismo volumen de lecho catalítico) disminuye la cantidad de impurezas y aumenta el rendimiento de destilados debido al hidrocraqueo de las fracciones más pesadas [26, 40]. Como dichas propiedades se refieren al crudo mejorado y no a sus fracciones o pseudo componentes se utilizó el módulo de cálculo Aspen HYSYS petroleum refining[®] para caracterizar y obtener las propiedades de cada una de ellas; al simulador se ingresan los datos disponibles obtenidos del modelo de HDT: gravedad específica, azufre, nitrógeno, níquel, vanadio, asfaltenos, carbón Conradson y el rendimiento de cada corte.

Tabla 3.3. Resultados de propiedades del producto hidrotratado.

Condiciones operativas								
Caso	57,678 bpd				86,517 bpd			
Temperatura (°C)	380	390	400	410	380	390	400	410
Propiedades								
Gravedad específica	0.9677	0.9647	0.9598	0.9484	0.9818	0.9787	0.9748	0.9665
Gravedad API	14.6	15.0	15.8	17.6	12.5	12.9	13.5	14.8
Azufre (%peso)	1.36	0.94	0.59	0.34	2.09	1.55	1.15	0.79
Nitrógeno (ppm)	3125	2753	2370	2001	3720	3313	2992	2636
Metales, (ppm)								
Níquel	57.4	48.0	37.0	25.0	71.0	62.9	55.6	46.4
Vanadio	156.4	119.4	87.2	61.4	223.1	174.3	139.8	106.7
Níquel + Vanadio	213.8	167.4	124.2	86.4	294.1	237.2	195.4	153.1
Asfaltenos (% peso)	12.5	9.9	7.0	3.9	15.2	13.0	10.8	8.2
Carbón Conradson (%peso)	14.7	13.6	12.0	9.6	16.4	15.5	14.4	12.7
Rendimientos (%peso)								
Gas	0.93	1.29	1.78	2.55	0.68	1.01	1.30	1.85
Nafta	1.48	2.50	3.73	4.43	1.04	2.00	2.73	3.40
Destilados intermedios								
(204°C – 343°C)	6.80	8.91	11.47	13.94	5.58	7.54	9.10	11.07
VGO (343°C – 538°C)	37.76	41.13	44.74	46.74	35.64	38.82	41.02	43.02
Residuo de vacío (+538°C)	53.03	46.17	38.28	32.34	57.07	50.63	45.85	40.66

Tabla 3.3. Resultados de propiedades del producto hidrotratado (continuación).

Condiciones operativas								
Caso	115,357 bpd				144,196 bpd			
Temperatura (°C)	380	390	400	410	380	390	400	410
Propiedades								
Gravedad específica	0.9906	0.9884	0.9843	0.9773	0.9967	0.9945	0.9910	0.9834
Gravedad API	11.2	11.5	12.1	13.2	10.3	10.7	11.2	12.3
Azufre (%peso)	2.60	2.10	1.57	1.19	3.01	2.49	2.02	1.51
Nitrógeno (ppm)	4090	3768	3369	3060	4379	4052	3734	3350
Metales, (ppm)								
Níquel	78.0	72.5	64.9	58.2	82.8	77.8	72.4	65.1
Vanadio	272.6	227.1	178.5	144.7	313.9	265.1	220.7	173.7
Níquel + Vanadio	350.6	299.7	243.4	202.9	396.7	342.9	293.2	238.9
Asfaltenos (% peso)	16.7	15.1	12.8	10.7	17.7	16.2	14.5	12.2
Carbón Conradson (%peso)	17.4	16.7	15.6	14.3	18.0	17.4	16.6	15.1
Rendimientos (%peso)								
Gas	0.54	0.76	1.15	1.53	0.45	0.64	0.91	1.42
Nafta	0.86	1.46	2.39	2.80	0.68	1.25	1.91	2.51
Destilados intermedios (204°C – 343°C)	4.98	6.26	8.26	9.60	4.52	5.69	7.11	8.97
VGO (343°C – 538°C)	34.64	36.70	39.56	40.84	33.83	35.73	37.83	39.72
Residuo de vacío (+538°C)	58.98	54.82	48.64	45.23	60.52	56.69	52.24	47.38

Como ejemplo, se hacen los cálculos para el caso 57,678 bpd a 380°C de crudo mejorado obtenido por el modelo de HDT tomando la información de la Tabla 3.3. En la Tabla 3.4 se muestra el ajuste de los rendimientos del producto, tomando en cuenta solo los cortes líquidos. Los datos antes mencionados fueron ingresados al simulador *Aspen HYSYS V8.8*[®]. Cabe destacar que según Liu [39] el simulador usa una herramienta llamada “ajuste de alimentación” donde el rendimiento de fracciones del crudo y algunas propiedades son automáticamente ajustadas por el software para minimizar la diferencia entre las propiedades del crudo ingresadas por el usuario con las calculadas por el simulador.

Tabla 3.4. Rendimientos del crudo mejorado del caso: 57,678 bpd a 380°C.

Rendimiento	Gases	Nafta	MD	VGO	Residuo de vacío
% peso	0.94	1.48	6.80	37.76	53.03
sin gases, % peso	-	1.49	6.86	38.12	53.53

En la Tabla 3.5 se pueden observar los resultados para el caso seleccionado donde ahora se presenta una distribución de propiedades para cada fracción. Como se mencionó en la sección 2.3 del capítulo anterior, se deben redefinir los rangos de temperatura de ebullición de los productos de hidrotratamiento con el fin de que sean iguales a las fracciones del modelo de coquización retardada de Volk et al. [36], para ello solo se modificaron las temperaturas especificadas en el simulador para cada corte. En la Tabla 3.6 se observa el ajuste de temperaturas para el caso tomado como ejemplo, los resultados para el resto de casos puede verse en el apéndice A.

Tabla 3.5. Propiedades calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd a 380°C.

	Crudo mejorado	Nafta	MD	VGO	RV
Temperatura inicial (°C)	IBP	IBP	204	343	538
Temperatura final (°C)	FBP	204	343	538	FBP
Rendimiento (%peso)	100.00	1.43	6.94	38.10	53.54
Gravedad específica	0.9677	0.8673	0.9110	0.9547	0.9883
Azufre (%peso)	1.36	0.00	0.02	0.31	2.32
Nitrógeno (ppm)	3125	0.8	39	709	5327
Níquel (ppm)	57.4	0.0	0.002	0.9	106.6
Vanadio (ppm)	156.4	0.0	0.01	2.5	290.4
Carbón Conradson (%peso)	13.2	0.0	0.0	0.3	24.5
°API	14.6	31.5	23.7	16.6	11.6

Tabla 3.6. Propiedades calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd a 380°C con ajuste en temperaturas de fracciones.

	Crudo mejorado	Nafta	MD	Gasóleos	RV
Temperatura inicial (°C)	IBP	IBP	221.11	343	538
Temperatura final (°C)	FBP	221.11	343	538	FBP
Rendimiento (%peso)	100.00	1.80	6.56	38.10	53.54
Gravedad específica	0.9677	0.8699	0.9128	0.9547	0.9883
Azufre (%peso)	1.36	0.001	0.02	0.31	2.32
Nitrógeno (ppm)	3125	1.1	41	709	5327
Níquel (ppm)	57.4	0.0	0.002	0.9	106.6
Vanadio (ppm)	156.4	0.0	0.01	2.5	290.4
Carbón Conradson (%peso)	13.2	0.0	0.0	0.3	24.5
°API	14.6	31.0	23.4	16.6	11.6

El proceso de hidrocrqueo es selectivo hacia la producción de gasóleos de vacío por encima de las demás fracciones [30, 41] En la Figura 3.2 se observa que para cada caso a medida que la temperatura aumenta, la severidad de las reacciones de hidrocrqueo incrementan, generando mayor cantidad de destilados ligeros, y a medida que aumenta el flujo de carga alimentado, el tiempo de residencia del crudo en el proceso disminuye, dando menos tiempo para que ocurran las reacciones de hidrotratamiento y por ende se obtienen menores rendimientos de productos ligeros.

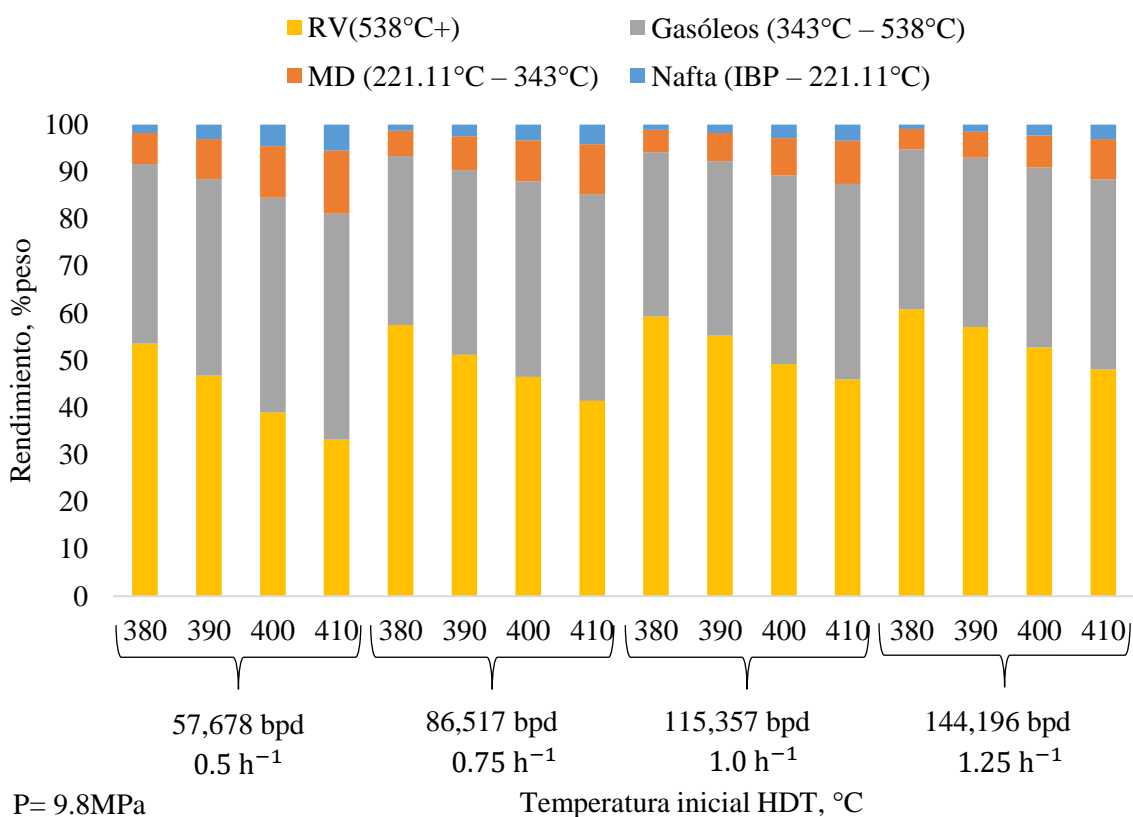


Figura 3.2. Rendimiento másico de los productos simulados del proceso HDT.

En la Figura 3.3 vemos reflejado el mismo comportamiento pero en barriles de productos al día, donde observamos que a mayor carga alimentada al proceso se obtiene mayor cantidad de destilados ligeros pero, a su vez una gran cantidad de residuo de vacío que viene a ser una proporción mayor del total, por ejemplo para el caso de carga de 144,196 bpd a 410 °C se obtienen 79,290 bpd de productos más ligeros (gasóleo de vacío, MD y nafta) que representan un 52 % peso

del total, pero en el caso de carga de 57,678 bpd a 410 °C aunque se obtiene menos producto (41,545 bpd de productos más ligeros) estos representan el 67 % peso del total.

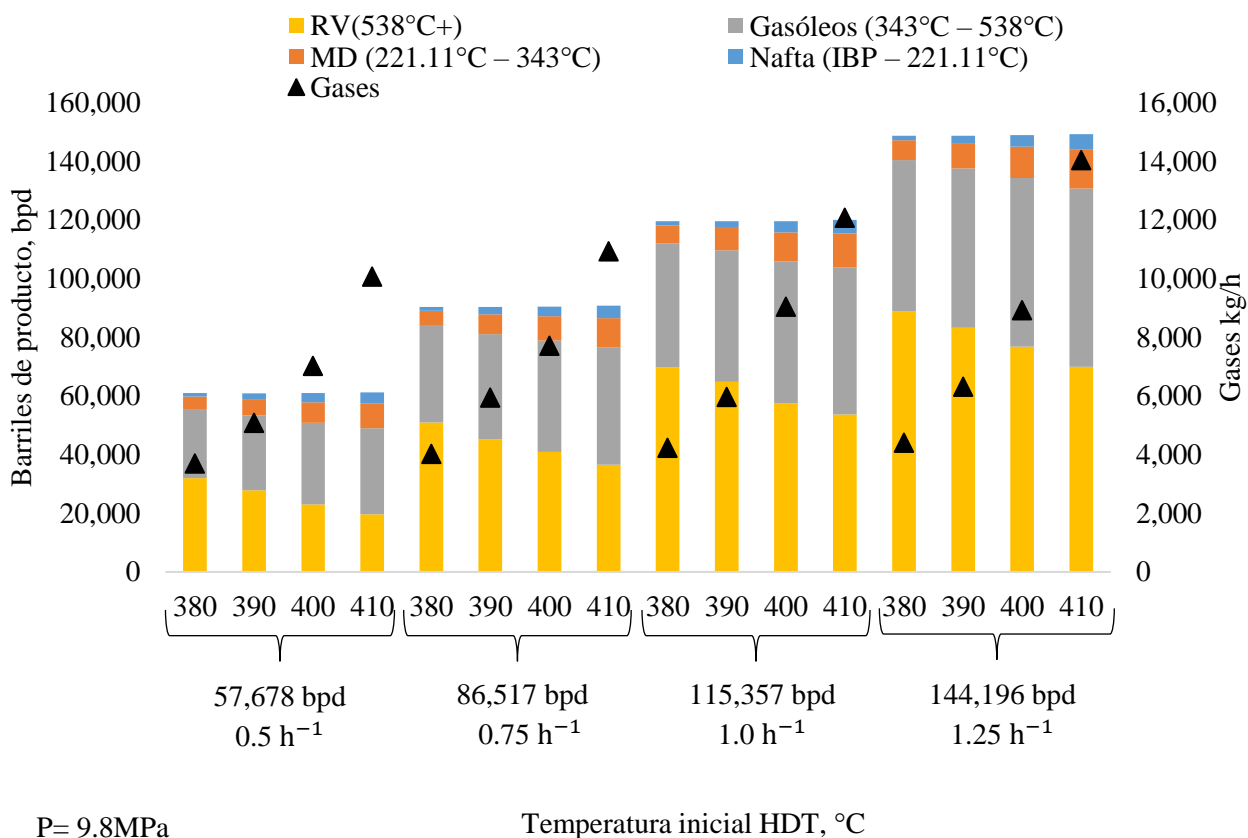


Figura 3.3. Flujo volumétrico de los productos simulados del proceso HDT.

En la Tabla 3.7 se observa el balance de masa para el caso de carga de RA de 57,678 bpd (0.5 h⁻¹) o 394,565 kg/h, a medida que a temperatura del proceso aumenta, el rendimiento de RV disminuye y el de las demás fracciones incrementa. El balance de masa del resto de casos se encuentra en el apéndice B.

Tabla 3.7. Balance de masa en HDT caso 0.5 LHSV (394,565 kg/h de RA).

Temperatura (°C)	Producto de HDT					Total (kg/h)
	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	RV (kg/h)	
380	3,699	7,045	25,639	148,919	209,263	394,565
390	5,082	11,890	33,198	162,164	182,231	394,565
400	7,031	17,636	42,434	176,298	151,166	394,565
410	10,077	21,124	51,430	184,191	127,743	364,565

El consumo de hidrógeno en el proceso de HDT varía según el cambio de las variables de operación, un aumento de la temperatura se traduce en un incremento de la conversión de las reacciones de HDT, por lo cual se requiere mayor cantidad de H₂ para promover las reacciones de hidrogenación y saturación de compuestos refractarios.

Por otro lado, el consumo de H₂ decrece al incrementar el LHSV, ya que esto provoca una disminución de las conversiones de HDT debido a que, al aumentar el flujo, el tiempo de residencia del crudo decrece y como resultado el requerimiento de H₂ es menor [42]. En la Figura 3.4 se observa el consumo de hidrógeno para todos los casos evaluados.

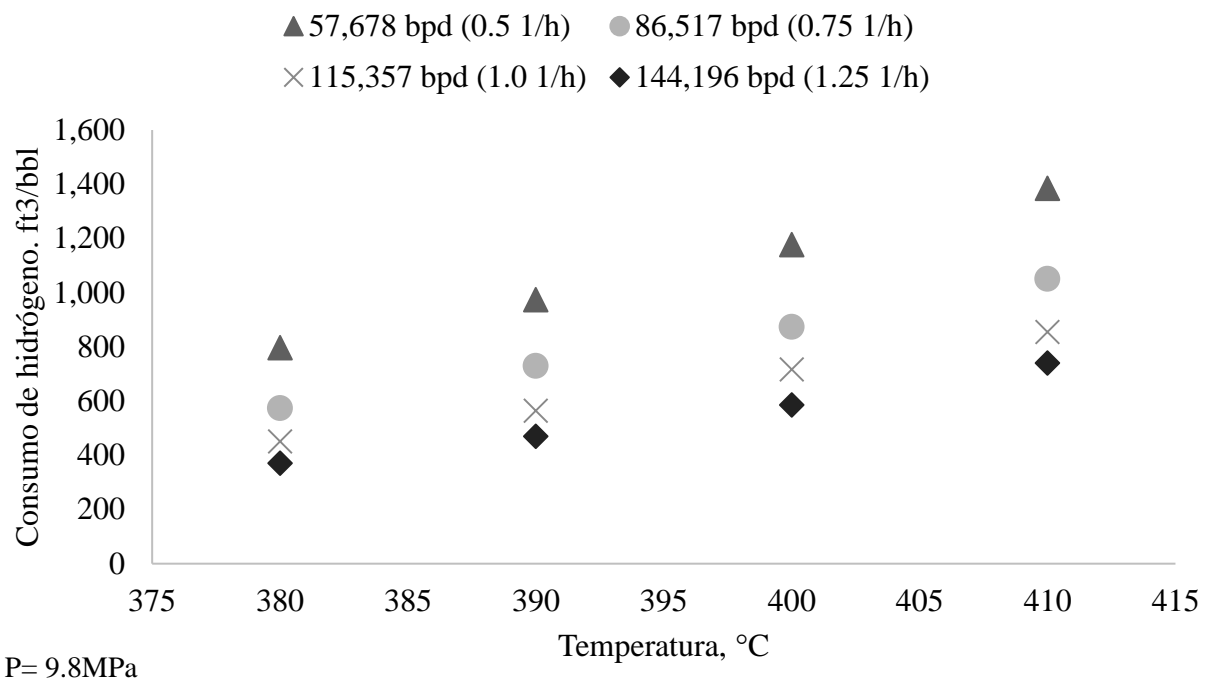


Figura 3.4. Consumo de hidrógeno para todos los casos evaluados de HDT.

3.3. Esquema 2. Coquización retardada (DC)

El segundo esquema a evaluar es el proceso de coquización retardada (DC), como se indica en la Figura 3.5 se alimenta el residuo atmosférico a la unidad fraccionadora obteniéndose productos como gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío. El residuo de vacío es después utilizado como carga del proceso de coquización retardada. Al igual que el esquema de hidrotratamiento catalítico se evaluaron 4 capacidades de carga del proceso (57,678 bpd, 86,517 bpd, 115,357 bpd y 144,196 bpd), es decir de residuo atmosférico procesado.

3.3.1. Efecto de la presión

Dentro del alcance de este trabajo se realizó la evaluación de los distintos esquemas del proceso de coquización retardada a diferentes cargas, a presión constante; para lo cual, se eligió un valor de presión intermedio dentro del rango de validez de la correlación escogida. Este fue de 23 psig (la correlación de Volk et al. [36] es válida dentro del rango de operación de 6 a 40 psig).

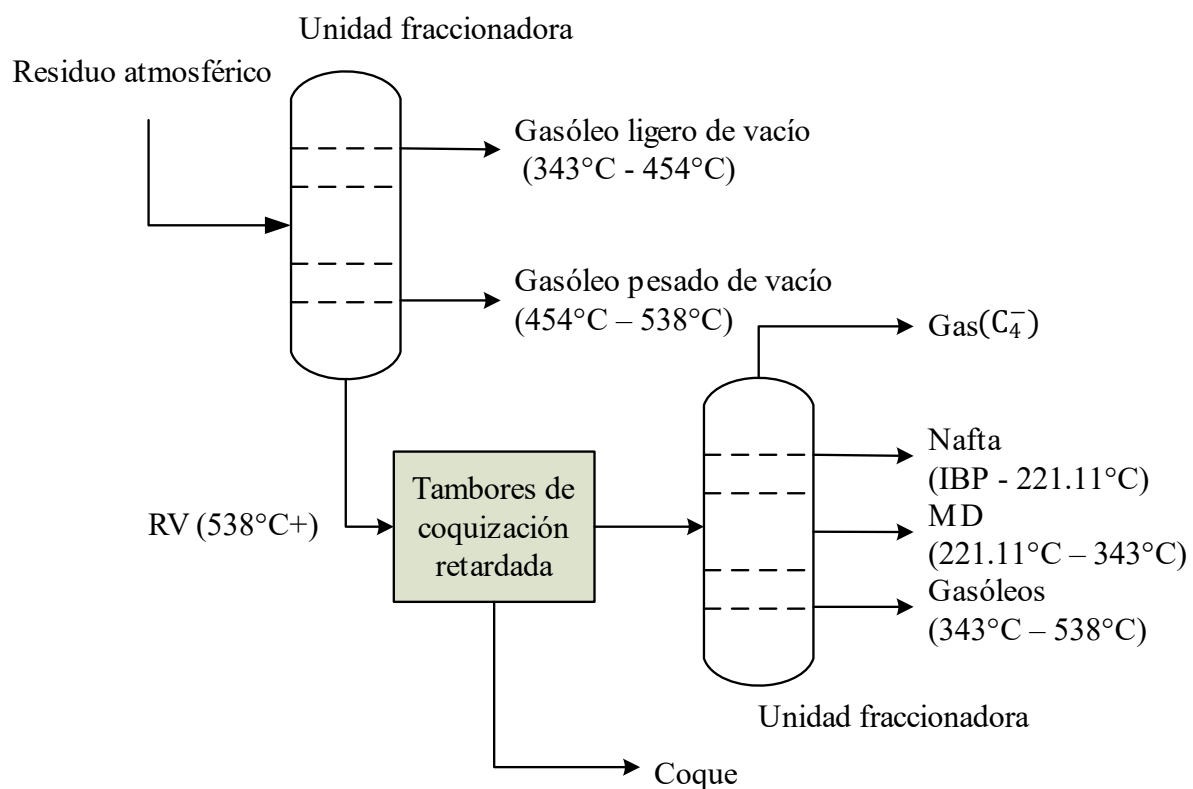


Figura 3.5. Esquema simplificado del proceso de coquización retardada.

3.3.2. Efecto de la temperatura

En el proceso de coquización retardada, el trabajar a mayores temperaturas aumenta la conversión de los componentes más pesados hacia los más ligeros [43]. La Figura 3.6 muestra los efectos de la temperatura en la correlación de Volk et al. [36] para un caso de 27.9 % peso de CCR en la alimentación, donde se puede observar que el rendimiento de cada fracción no se ve afectado de forma significativa dentro del rango de temperaturas permitido (900 °F a 950 °F) en la correlación seleccionada, este comportamiento se repite de forma similar todos los casos estudiados, por lo cual se decidió hacer las simulaciones a una temperatura intermedia constante de 925 °F (496 °C).

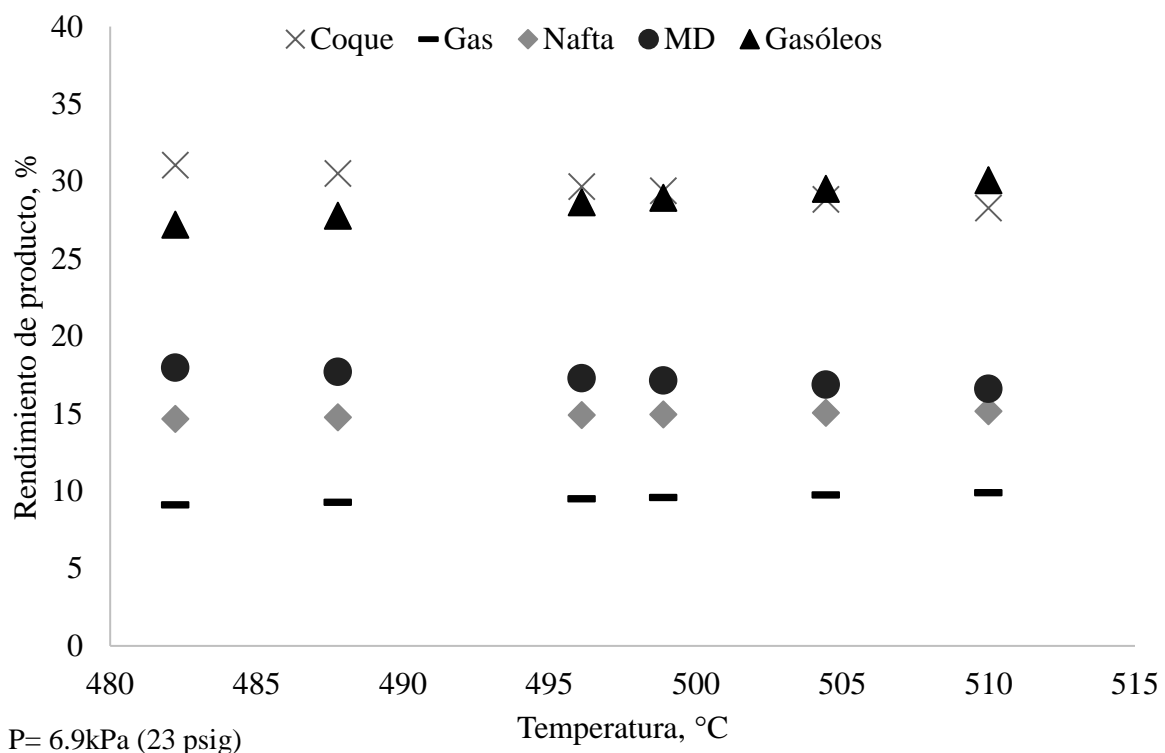


Figura 3.6. Rendimiento de productos de coquización retardada simulados a diferentes temperaturas para alimentación con 27.88 % CCR.

3.3.3. Resultados de la simulación del esquema de coquización retardada

- **Unidad fraccionadora**

Como se mencionó anteriormente, el residuo atmosférico que sirve como carga a la entrada del proceso, primero ingresa a la unidad fraccionadora, para obtener el balance de masa de las distintas fracciones que se obtienen, se utilizó el simulador *Aspen HYSYS V8.8*[®] de forma similar al proceso de HDT. Se ingresaron como datos las propiedades del residuo atmosférico presentes en la Tabla 3.1.

En la Tabla 3.8 se observan los resultados del simulador, se obtuvieron los rendimientos, impurezas y algunas propiedades de las fracciones salientes de la unidad fraccionadora, estas fracciones son: Nafta, destilados intermedios, VGO y RV.

Tabla 3.8. Propiedades calculadas por el simulador para el residuo atmosférico.

	Residuo atmosférico^[a]	Nafta	MD	VGO	RV
Temperatura inicial (°C)	IBP	IBP	204	343	538
Temperatura final (°C)	FBP	204	343	538	FBP
Rendimiento (%peso)	100.00	0.00^[a]	2.40^[a]	30.69^[a]	66.90^[a]
Gravedad específica	1.0326	-	0.9733	1.0079	1.0450
Azufre (%peso)	5.74	-	0.06	0.86	8.18
Nitrógeno (ppm)	5960	-	58	896	8495
Níquel (ppm)	102	-	0.001	0.876	152
Vanadio (ppm)	620	-	0.01	5.32	924
Carbón (%peso)	Conradson 18.7	-	0.0	0.3	27.9
°API	5.4	-	13.7	8.8	3.8

^[a]Datos ingresados al simulador.

Se procedió a modificar los puntos de corte de las fracciones calculadas con ayuda del simulador comercial *Aspen HYSYS V8.8*[®] a los adecuados como se presentan en la Tabla 3.9 quedando los cortes siguientes: gasóleo ligero de vacío, LVGO; gasóleo pesado de vacío, HVGO y RV; este último es el que ingresa como carga al proceso de coquización retardada

En la Tabla 3.10 se observa el balance de masa en la unidad fraccionadora para los 4 casos de carga evaluados: 57,678 bpd (394,565 kg/h), 86,517 bpd (591,847 kg/h), 115,357 bpd (789,129 kg/h) y 144,196 bpd (986,411 kg/h); y en la Figura 3.7 el flujo volumétrico de producto líquido a cada

carga de RA alimentado a la unidad fraccionadora, del cual se obtiene el RV que servirá como carga el proceso de DC.

Tabla 3.9. Propiedades calculadas por el simulador para el residuo atmosférico con ajuste en temperaturas de fracciones.

	Residuo atmosférico^[a]	Gasóleo ligero de vacío	Gasóleo pesado de vacío	RV
Temperatura inicial (°C)	IBP	343	454	538
Temperatura final (°C)	FBP	454	538	FBP
Rendimiento (%peso)	100.00	18.22	14.88	66.90
Gravedad específica	1.0326	0.9950	1.0182	1.0450
Azufre (%peso)	5.74	0.35	1.36	8.18
Nitrógeno (ppm)	5960	362	1414	8495
Níquel (ppm)	102	0.10	1.68	152
Vanadio (ppm)	620	0.63	10.22	924
Carbón Conradson (%peso)	18.7	0.03	0.5	27.9
°API	5.4	10.6	7.3	3.8

^[a]Datos ingresados al simulador.

Tabla 3.10. Balance de masa en DC (unidad fraccionadora).

Carga de RA (kg/h)	Producto de unidad fraccionadora			
	LVGO (kg/h)	HVGO (kg/h)	RV (kg/h)	Total (kg/h)
394,565	71,887	58,698	263,980	394,565
591,847	107,830	88,047	395,970	591,847
789,129	143,773	117,396	527,959	789,129
986,411	179,717	146,746	659,949	986,411

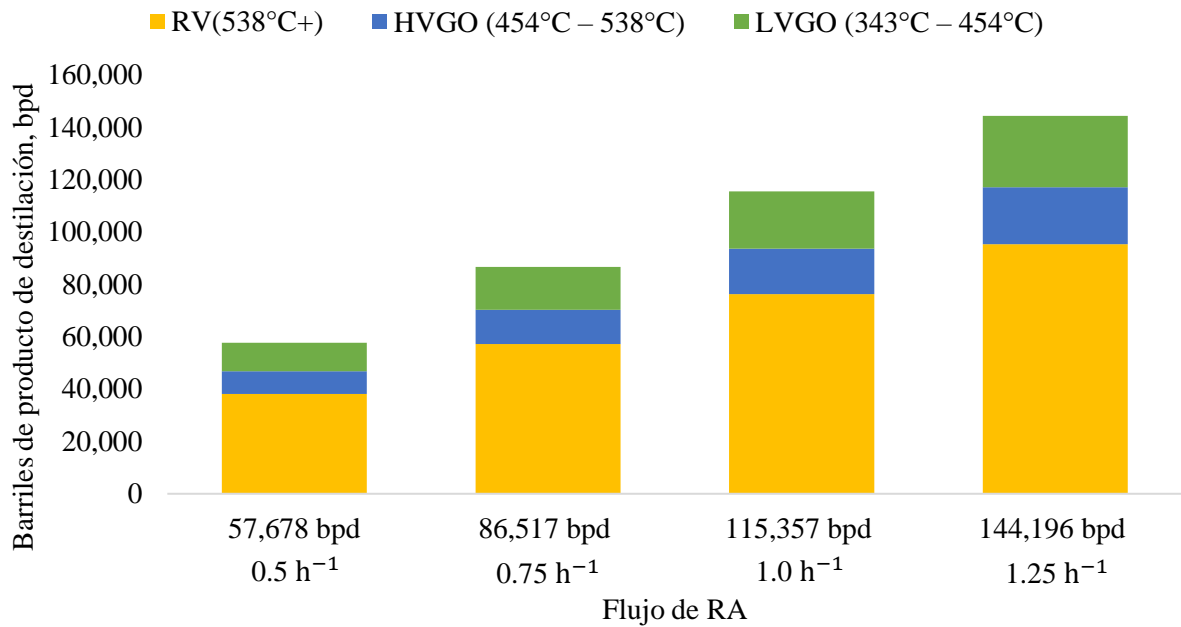


Figura 3.7. Flujo volumétrico de productos líquidos simulados de la unidad fraccionadora.

- **Coquización retardada**

Como se mencionó anteriormente, al esquema general de proceso de coquización retardada individual se alimenta el mismo residuo atmosférico (a la unidad fraccionadora) sólo que a diferentes volúmenes de carga. Las concentraciones de impurezas de los productos y el rendimiento de cada fracción a la salida de la unidad fraccionadora se mantienen constantes; lo que cambia es la cantidad de cada fracción, la cual aumenta proporcionalmente con la alimentación al proceso. Se aplicaron las correlaciones de Volk et al. [36] con las ecuaciones 2.33 a 2.38 con % CCR de 27.9, obteniéndose así los rendimientos de productos del proceso de coquización retardada; como también los rendimientos normalizados solo para fracciones líquidas (Tabla 3.11).

Tabla 3.11. Rendimiento de productos de coquización retardada con CCR de 27.9%.

	Gas	Nafta	MD	Gasóleos	Coque	Total
% peso	9.99	14.23	16.38	26.85	32.55	100
Productos líquidos, % peso	-	24.77	28.50	46.73	-	100

En la Tabla 3.12 observamos el balance de masa del residuo de vacío, tomado de la Tabla 3.10, que entra a la coquizadora y los productos obtenidos, residuo de vacío alimentado es transformado en fracciones más ligeras y de mayor valor económico, quedando como residuo el coque.

Tabla 3.12. Balance de masa en DC (proceso coquización) con residuo de vacío como carga.

Carga de	Producto de DC					
	RV ^[a] (kg/h)	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	Coque (kg/h)
263,980	26,368	37,570	43,239	70,879	85,924	263,980
395,970	39,552	56,355	64,858	106,319	128,886	395,970
527,959	52,735	75,139	86,478	141,759	171,848	527,959
659,949	65,919	93,924	108,097	177,199	214,810	659,949

^[a]Proveniente del proceso de unidad fraccionadora.

Para conocer las propiedades de los productos líquidos se necesita caracterizar las fracciones con ayuda de *Aspen HYSYS V8.8*[®]. Para predecir dichos valores y obtener una estimación más precisa se calculó la cantidad de azufre presente en el crudo mejorado, en la Tabla 2.7 se tiene que el azufre presente en la fracción líquida (nafta + MD + gasóleos) es de 40% peso del total de azufre en el residuo de vacío alimentado. Por ejemplo, para el primer caso, donde se alimentan 263,980kg/h de RV (38,133 bpd) se sabe que la cantidad de azufre presente es 8.18% peso dando un total de 21,598 kg/h de azufre en la alimentación.

El 40% peso de esa cantidad es 8,639 kg/h, lo cual es la cantidad de azufre en los productos líquidos del crudo mejorado, el resto se encuentra un 30% peso en el gas y el otro 30% en el coque. El flujo masico del producto líquido para este caso es de 151,688 kg/h, por lo que el porcentaje peso de azufre en esa fracción es de:

$$S_{wt\%} = \frac{m_{S_{liq}}}{m_{liquido}} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

$m_{S_{liq}}$: flujo másico de azufre en productos líquidos (kg/h).

$m_{liquido}$: flujo másico de producto líquido (kg/h).

$$S_{wt\%} = \frac{8,639 \text{ kg/h}}{151,688 \text{ kg/h}} \times 100 = 5.7\%$$

Ya que las propiedades de las fracciones en cada caso evaluado se mantienen constantes y solo varían los flujos de alimentación y productos; el porcentaje de azufre calculado se mantiene igual para todos los casos. En la Tabla 3.13 se muestran las propiedades calculadas de los productos líquidos del proceso por el simulador comercial *Aspen HYSYS V8.8*[®].

Tabla 3.13. Propiedades calculadas por el simulador para los productos líquidos de DC.

	Crudo mejorado	Nafta	MD	Gasóleos
Temperatura inicial, °C	IBP	IBP	221.11	343
Temperatura final, °C	FBP	221.11	343	FBP
Rendimiento, %peso	100.00^[a]	24.77^[a]	28.50^[a]	46.73^[a]
Gravedad específica	0.7802	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre, %peso	5.7^[a]	0.17	1.32	11.29
Nitrógeno, ppm	-	-	-	-
Níquel, ppm	-	-	-	-
Vanadio, ppm	-	-	-	-
Carbón Conradson, %peso	-	-	-	-
API	49.5	62.3	50.8	41.9

^[a]Datos ingresados al simulador.

Por último, en la Figura 3.8 se indica el flujo volumétrico obtenido para cada producto (flujo masico para gas y coque) a cada caso de RA alimentado al proceso combinado, con ayuda de los datos

obtenidos del simulador donde se observa un incremento lineal de dichos productos ya que al tratarse de un mismo crudo alimentado y solo cambia el flujo, las proporciones de las fracciones se mantienen iguales.

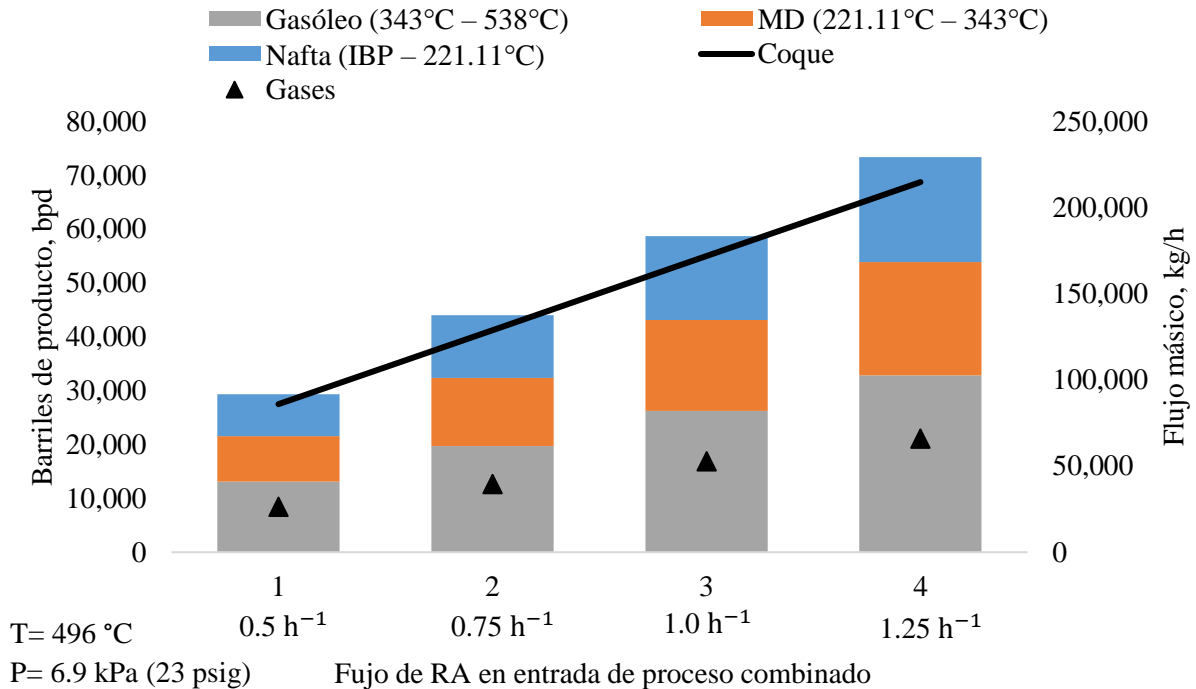


Figura 3.8. Flujo masico y volumétrico de los productos simulados del proceso de DC.

3.4. Esquema 3. Proceso combinado hidrotratamiento catalítico – coquización retardada (HDT + DC)

El ultimo esquema a evaluar es el proceso combinado, como se indica en la Figura 3.9 la etapa inicial del proceso combinado es el mismo esquema del proceso de hidrotratamiento catalítico con la diferencia que en este caso el residuo de vacío que se obtuvo al fondo de la unidad fraccionadora pasa de ser un producto a ser la alimentación para el proceso de coquización retardada, y así obtener mayor rendimiento global de los productos gas, nafta, MD, gasóleos y como subproducto el coque.

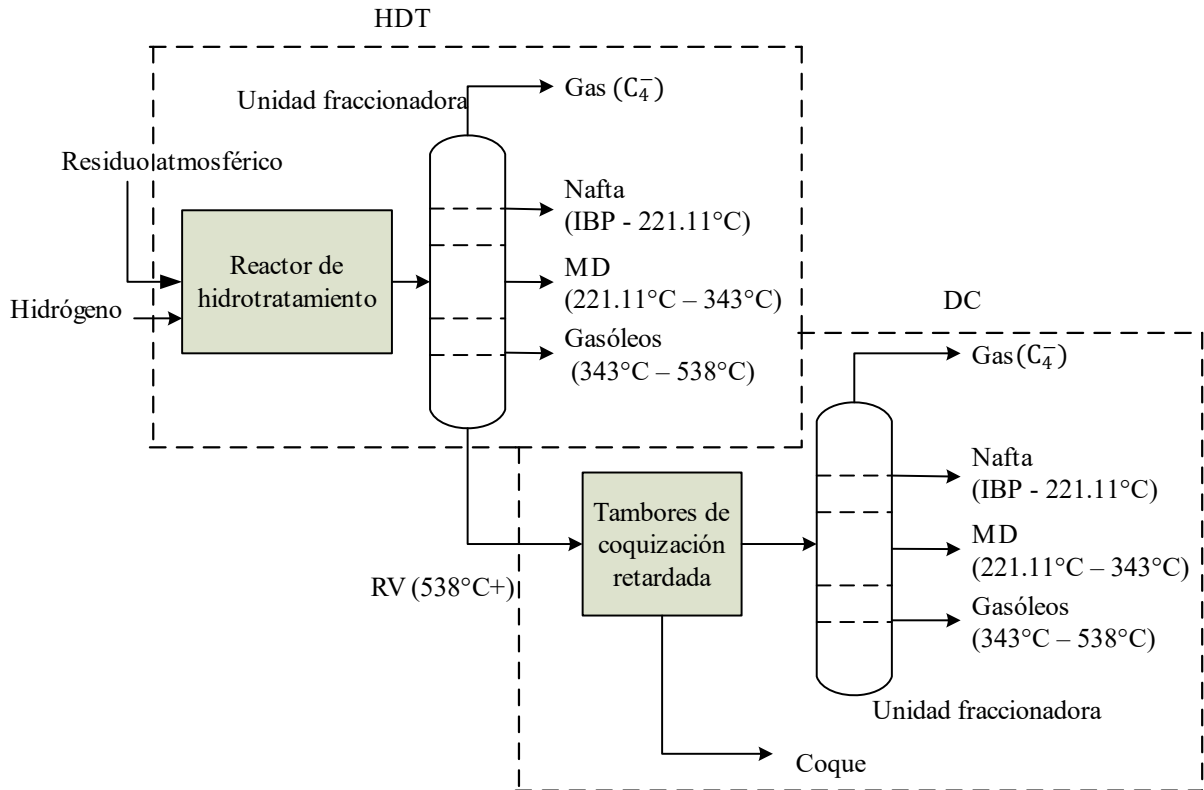


Figura 3.9. Esquema simplificado del proceso combinado de hidrotratamiento catalítico – coquización retardada.

3.4.1. Resultados de la simulación del esquema de proceso combinado hidrotratamiento catalítico – coquización retardada

Debido a que los 3 diferentes esquemas de proceso se evalúan con el mismo tipo de carga, los resultados de la primera etapa del proceso combinado (hidrotratamiento catalítico) vienen a ser los mismos ya reportados en la sección 3.2. En este caso se tomaron las corrientes de residuo de vacío a la salida del proceso de hidrotratamiento (proveniente de la unidad fraccionadora de dicho proceso) como carga al proceso de coquización retardada. Las propiedades del RV para la simulación de las correlaciones de este proceso se encuentran en el apéndice A.

En la Figura 3.10(a) se observan los flujos de producto en barriles por día de la simulación de hidrotratamiento (tomado de Figura 3.3) para el caso de 144,196 bpd a diferentes temperaturas, de

estos datos se obtiene el flujo volumétrico de residuo de vacío que ingresa al proceso de coquización retardada. En la Figura 3.10(b) se muestran los flujos de productos a la salida del proceso de coquización, donde a mayor temperatura del proceso de HDT, menor es la cantidad de RV alimentado al proceso de DC debido a la severidad de condiciones operativas de reacción del proceso de HDT.

También se observó que la cantidad de CCR presente en todas las corrientes de RV alimentadas a la coquizadora para todos los casos de flujos y temperaturas se encontraba dentro del rango de 24.5 a 27.9 % peso y el efecto del cambio de esta variable sobre los resultados de las correlaciones de Volk et al. [33] bajo esas condiciones no afectó en gran medida a los resultados de rendimiento de productos líquidos respecto a la alimentación, el cual para naftas se encontraba entre 24.5 y 24.8 % peso, para MD entre 28.4 y 28.5 % peso y para gasóleos entre 46.7 y 47.7 % peso, por lo que el rendimiento de productos líquidos es prácticamente constante y la producción de líquidos, coque y gases tiene un comportamiento lineal ya que depende solo de la cantidad de RV proveniente del proceso de HDT, entre mayor sea, mayor cantidad de productos se obtiene.

En la Figura 3.11. se observan los flujos volumétricos de los productos líquidos y el flujo másico de coque y gases a la salida del proceso de coquización para el resto de los casos a diferentes temperaturas, se tiene una producción con comportamiento proporcional para cada caso ya que los rendimientos de productos son constantes, lo que cambia es la cantidad de estos por el aumento de flujo. Es importante mencionar que esta figura muestra los flujos de productos del proceso de DC, y al ser el proceso combinado también se toma en cuenta los productos simulados en el proceso de HDT a cada flujo y temperatura de operación, recordando que, aunque los productos de ambos procesos no se suman, consideran al momento de hacer la evaluación económica. Las propiedades de los productos líquidos a la salida de la coquizadora del esquema combinado se encuentran en el apéndice A.

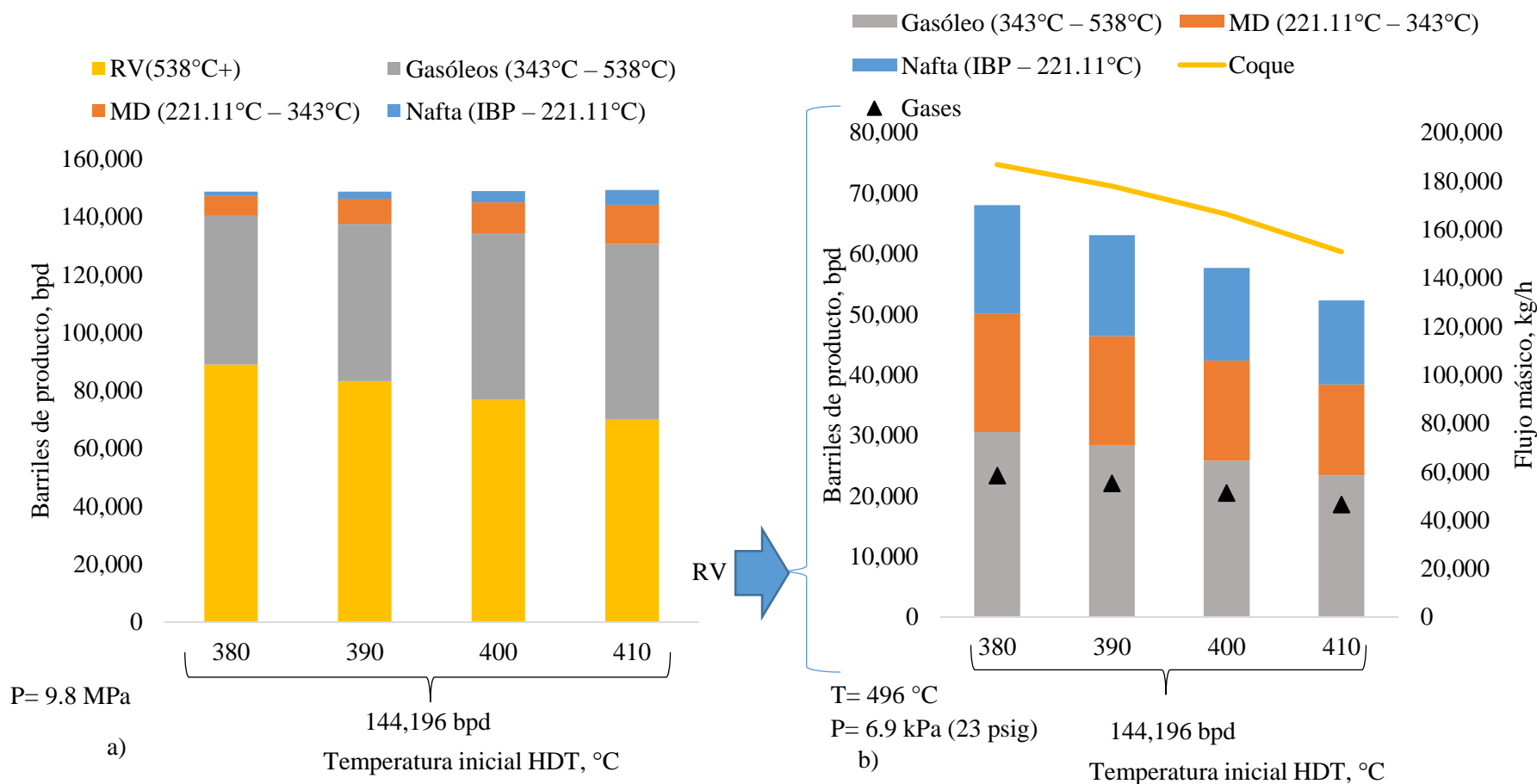


Figura 3.10. Flujos de las fracciones líquidas de producto simulado a diferentes temperaturas (a) Del proceso HDT a carga de 144,196 bpd. (b) Del proceso de DC con alimentación del residuo de vacío proveniente de HDT.

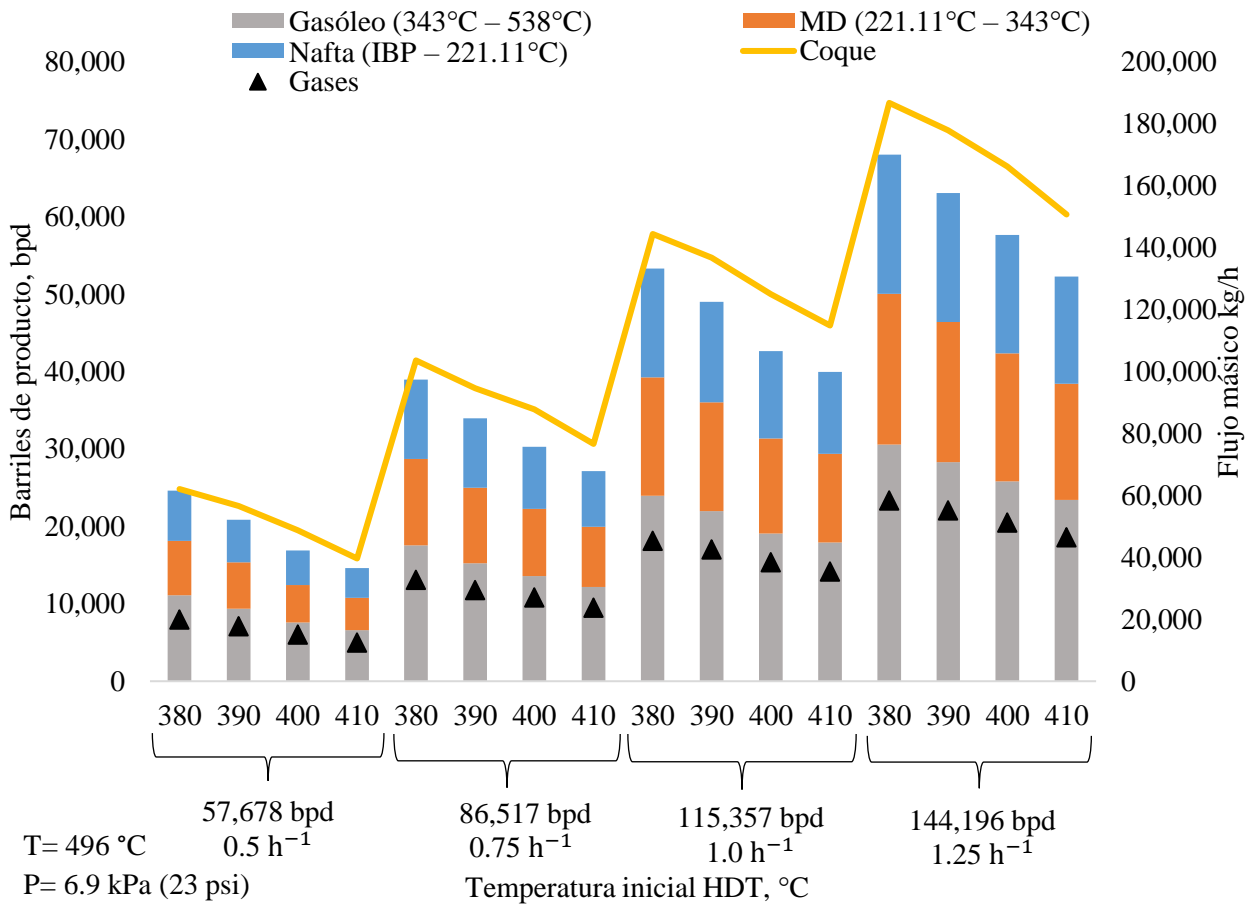


Figura 3.11. Flujo de los productos simulados del proceso DC en esquema combinado, a cada flujo de RA alimentado al esquema combinado.

En Tabla 3.14 observamos el balance de masa del proceso de coquización retardada para el primer caso 0.5 h^{-1} (394,565 kg/h de RA) donde la alimentación al proceso es el RV proveniente del proceso de HDT. El resto de los casos se encuentra reportado en el apéndice B.

Desde un punto de vista de mejoramiento de las corrientes del producto de menor valor, tenemos que para todos los casos el peso del coque obtenido representa entre el 32.6 y 29.7 % del peso de RV alimentado a la coquizadora siendo el ultimo porcentaje el caso de 57,678 bpd de RA alimentado al proceso de HDT a una temperatura de HDT de 380 °C es decir un 70.3% de RV fue transformado en productos de mayor valor.

Tabla 3.14. Balance de masa, caso 0.5 h^{-1} (394,565 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Carga de	Producto de DC					
	RV ^[a] (kg/h)	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	Coque (kg/h)
209,263	19,904	31,180	36,150	59,944	62,085	209,263
182,231	17,753	26,562	30,690	50,617	56,609	182,231
151,166	15,021	21,623	24,907	40,882	48,733	151,166
127,743	12,441	18,626	21,521	35,499	39,656	127,743

^[a]Proveniente del proceso de HDT.

3.5. Evaluación económica

En esta sección se llevó a cabo el estudio económico de los procesos de hidrotratamiento, coquización y el proceso combinado en todas las condiciones operativas, la evaluación tomó en cuenta el beneficio global mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Beneficio(USD/bbl)} = \frac{\text{Ingresos} - \text{CAPEX} - \text{OPEX}}{\text{carga alimentada}} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde CAPEX es el costo de inversión y OPEX son los gastos operativos

3.5.1. Ingresos

Todos los ingresos fueron calculados con ayuda de los flujos de productos de cada proceso obtenidos con los balances de masa y su respectivo costo mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Ingresos (USD/año)} = \sum \text{Producto (masa ó vol/año)} * \text{Costo(USD/masa ó vol)} * \text{FS} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde FS (factor de servicio) = 0.904

Debido a que las características de los productos de HDT y DC presentan diferentes propiedades el costo no será el mismo a pesar de ser la misma fracción. El costo de los productos intermedios de hidrotratamiento y coquización retardada se encuentran reflejados en la Tabla 3.15.

Tabla 3.15. Precio de productos intermedios.

Producto	Hidrotratamiento^[a]	Coquización retardada^[a]
Gas (USD/kg)	0.041	0.041
Nafta (USD/bbl)	70.3	46.3
MD (USD/bbl)	62.8	55.0
Gasóleos (USD/bbl)	55.0	51.3
Residuo de vacío (USD/bbl)	33.2	-
Coque (USD/kg)	-	0.002
LVGO (USD/bbl) ^[b]	-	55.0
HVGO (USD/bbl) ^[b]	-	55.0

^[a]Precios referidos al 2017, tomados de diferentes fuentes bibliográficas.

^[b]Productos correspondientes a la unidad fraccionadora previa a la coquización retardada (esquema 2)

3.5.2. Costos de inversión

El costo de inversión (CAPEX) de cada proceso fue tomado de la literatura a una capacidad y año de referencia, para escalar los costos a cada una de las capacidades deseadas se implementó la ecuación de las seis décimas, la cual indica que el costo de dos plantas o unidades de proceso similares están relacionadas con su capacidad de la siguiente forma [32]:

$$\frac{\text{costo}_{\text{planta1}}}{\text{costo}_{\text{planta2}}} = \left(\frac{\text{capacidad}_{\text{planta1}}}{\text{capacidad}_{\text{planta2}}} \right)^{\left(\frac{6}{10}\right)} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Debido a que los costos de la literatura no son actuales se realizó un ajuste por inflación con los índices de Nelson-Farrar, los cuales son los más usados en la industria de refinación [32] quedando la ecuación 3.4 de la siguiente forma:

$$\frac{\text{costo}_{\text{planta1}}}{\text{costo}_{\text{planta2}}} = \left(\frac{\text{capacidad}_{\text{planta1}}}{\text{capacidad}_{\text{planta2}}} \right)^{\left(\frac{6}{10}\right)} \times \left(\frac{\text{indice de farrar}_{2017}}{\text{indice}_{\text{año de referencia}}} \right) \quad (\text{Ec. 3.5})$$

El costo total de cada proceso se proyectó a un horizonte de 20 años. En la Tabla 3.16 se presentan los parámetros económicos para el cálculo actualizado de los procesos a evaluar.

Tabla 3.16. Parámetros económicos de los procesos a evaluar.

Proceso	Año de referencia	Capacidad teórica (bpd)	Costo (MMUSD)	Índice Farrar (referencia) [46]	Índice Farrar (2017) [47]
HDT	2011 ^[a]	74,000 ^[a]	275 ^[a]	2,435.60	2,690.50
DC	2011 ^[b]	120,000 ^[b]	696 ^[b]	2,435.60	2,690.50
Unidad fraccionadora de vacío ^[c]	2010 ^[b]	167,000 ^[b]	168 ^[b]	2,337.60	2,690.50

^[a] Tomado de [44], ^[b] Tomado de [45], ^[c] Correspondiente a esquema de DC (esquema 2).

3.5.3. Costos de operación

Fueron calculados de forma similar a los ingresos, tomando en cuenta la cantidad de materia prima, servicios auxiliares y cantidad de catalizador necesarios para cada caso y su costo.

$$\text{OPEX (USD/año)} = \sum \text{Costos operativos (Materia prima, serv. aux., catalizador)} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Para los costos operativos respecto a la materia prima (MP), fue empleada la siguiente ecuación:

$$\text{Costo MP} = \sum \text{Materia prima (masa ó vol/año)} * \text{Costo(USD/masa ó vol)} * \text{FS} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Donde Costo MP = costo de materia prima, USD/año.

En la Tabla 3.17 se encuentra el precio por barril del residuo atmosférico a evaluar en los 3 esquemas de proceso, así como el precio del hidrógeno a emplearse en el proceso de hidrotratamiento.

Tabla 3.17. Precio de materia prima e hidrógeno.

Residuo atmosférico	Hidrógeno
(USD/bbl) ^[a]	(USD/kg) ^[a]
36.6	0.7

^[a]Precios referidos al 2017, tomados de diferentes fuentes bibliográficas.

Para los costos operativos respecto a los servicios auxiliares (SA), fue empleada la siguiente ecuación:

$$\text{Costo SA} = \text{Servicio Auxiliar (Unidad SA/año)} * \text{Costo(USD/Unidad SA)} * \text{FS} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Donde Costo SA = costo de servicios auxiliares, USD/año.

El requerimiento de servicios auxiliares normalizado por barril de RA o RV alimentado (según corresponda) fue tomado de la literatura [45]. En la Tabla 3.18 se observan dichos requerimientos para el proceso de coquización retardada (esquemas 2 y 3) y para la unidad fraccionadora de vacío previa a la coquizadora (esquema 2).

Tabla 3.18. Requerimiento de servicios auxiliares [45].

Servicio	Coquización retardada	Fraccionadora de vacío
Energía eléctrica (KWh/bbl)	3.0	0.8
Vapor (lb/bbl)	-35.0 ^[a]	-
Vapor MP (lb/bbl)	-	5.3
Vapor LP (lb/bbl)	-	-21.0 ^[a]
Combustible (MBTU/bbl)	120.0	44.1
Agua de enfriamiento (gal/bbl)	36.0	126.0

^[a] Valores negativos indican generación.

Para el caso de los servicios del proceso de hidrotratamiento (esquemas 1 y 3), en la Tabla 3.19 se muestra información de un caso base del proceso de HIDRO-IMP[®] de una capacidad de 74,000 bpd el cual fue escalado a los casos de estudio mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Consumo actual (unidad/tiempo)} = \text{caso actual(bpd)} * \frac{\text{consumo base (unidad/tiempo)}}{\text{caso base(bpd)}}$$

(Ec. 3.9)

Tabla 3.19. Requerimiento de servicios auxiliares para el proceso de hidrot ratamiento.

	74,000 bpd				
	(Base a 380°C) [42]	57,678 bpd	86,517 bpd	115,357 bpd	144,196 bpd
Vapor MP (Ton/h)	40.6	31.5	47.5	63.3	79.1
Vapor LP (Ton/h)	-3.71	-2.9	-4.3	-5.8	-7.2
Agua de enfriamiento (Ton/h)	4,741.2	3,695.5	5,543.2	7,390.9	9,238.5
Energía Eléctrica (kWh)	1,198.4	934.1	1,401.1	1,868.1	2,335.1
Combustible (MMBTU/h)	170.3	132.7	199.1	265.5	331.9
Condensado (Ton/h)	-8.3	-6.5	-9.7	-12.9	-16.1

El requerimiento de servicios para cada caso es diferente a cada temperatura de HDT, en el modelo de simulación del proceso HIDRO-IMP® [48] mediante la ecuación 3.8 se obtienen los servicios requeridos por el proceso tomando como base los servicios a 380 °C y el consumo de hidrógeno.

$$\text{Servicio} = \text{Servicio}_{\text{base}} \times \frac{H_2 \text{ consumido}}{H_2 \text{ consumido}_{\text{base}}} \times \frac{\ln(T)}{\ln(T_{\text{base}})} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

En la Tabla 3.20 se presentan los precios de los servicios auxiliares para evaluar los gastos de operación.

Tabla 3.20. Precio de los servicios auxiliares [49].

Energía eléctrica (USD/KWh)	Vapor LP (USD/TON)	Vapor MP (USD/TON)	Combustible (USD/MMBTU)	Agua (USD/m³)
0.04	13.8	13.8	3.5	0.3

3.5.4. Costos de catalizador

Durante el hidrotratamiento de crudos pesados el catalizador presenta un cierto grado de desactivación, las dos principales causas de esto es la deposición de coque y de metales, la primera ocurre al principio del proceso y es temporal. La segunda causa es la desactivación por metales (principalmente Níquel y Vanadio) la cual no es reversible, y cuando el catalizador es desactivado por metales necesita ser reemplazado [10]. Es por ello, que para calcular el gasto de catalizador al año se tomó en cuenta la deposición de metales en el catalizador.

En diversos estudios [50, 51, 52] se ha observado un comportamiento lineal de depósito de metales en el catalizador inclusive con un aumento de temperatura. En [50] también se observa que para el hidrotratamiento de crudos pesados el tiempo de vida es menor a un año. En [48] se realizaron varios experimentos con diferentes crudos con diferente concentración de contaminantes donde se puede observar que para conversiones de HDM de aproximadamente 45% se tiene un tiempo de vida de catalizador de promedio de 7.8 meses, y para conversiones de 88% HDM se tiene un tiempo de vida promedio de 6.5 meses.

Debido a esto, la desactivación del catalizador por deposición de metales se calculó por medio de la conversión HDM de cada uno de los casos y obteniendo el tiempo de vida con ayuda de los datos reportados por Álvarez et al. [48]. (Apéndice C)

Como el tamaño del reactor de hidrotratamiento es constante el volumen/masa de cada catalizador también lo es, por lo que, junto al tiempo de vida, se calculó la cantidad de catalizador que debe ser reemplazado dentro de un periodo de un año y se obtuvo su costo (USD/año) con la siguiente ecuación

$$\text{Costo catalizador} = \sum \text{cat}_i(\text{kg}) * \text{Costo cat}_i (\text{USD/kg}) * \text{FS} / \text{tiempo de vida (año)} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Donde cat_i = masa de catalizador i, kg.

Los costos de cada tipo de catalizador están reportados en la Tabla 3.21.

Tabla 3.21. Costo de catalizadores.

Actividad de catalizador	Proporción de lecho catalítico (%vol.)	Precio (USD/kg) ^[a]
HDM	30	6.5
HDM/HDS	30	10
HDS/HDN/HCR	40	14

^[a] Precio de fabricante JGC C&C LTD. con base a cotización solicitada.

3.5.5. Ejemplo de cálculo de beneficio económico

Se presenta un ejemplo de cálculo de beneficio económico para el proceso de HDT individual (esquema 1) para las condiciones de operación de HDT: temperatura 380 °C, LHSV 0.5 h⁻¹.

- **Ingresos**

Con los flujos de las fracciones del caso seleccionado, junto a los precios de cada producto de la Tabla 3.15 se emplea la ecuación 3.3 para el cálculo de los ingresos.

$$\begin{aligned} \text{Ingresos} = & \left(\left(3,699 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} * 0.041 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} \right) + \left(1,222 \frac{\text{bbl}}{\text{dia}} * 70.3 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \right) \right. \\ & + \left(4,240 \frac{\text{bbl}}{\text{dia}} * 62.8 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \right) + \left(23,547 \frac{\text{bbl}}{\text{dia}} * 55.0 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \right) \\ & \left. + \left(31,964 \frac{\text{bbl}}{\text{dia}} * 33.2 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \right) \right) * 365 \frac{\text{dias}}{\text{año}} * 0.904 \end{aligned}$$

$$\text{Ingresos} = 895 \text{ MMUSD/año}$$

- **CAPEX**

Para el costo de inversión se empleó la ecuación 3.5 junto a los índices y valores de referencia reportados en la Tabla 3.16 para índices de Farrar, para este caso ajustando a una capacidad de 57,678 bpd.

$$\text{costo}_{\text{planta1}} = \left(\frac{57,678 \text{ bpd}}{74,000 \text{ bpd}} \right)^{\left(\frac{6}{10} \right)} * \left(\frac{2,690.5}{2,435.6} \right) * 275,603,000 \text{ USD}$$

$$\text{costo}_{\text{planta1}} = 262 \text{ MMUSD}$$

Anualizado a un horizonte de 20 años

$$\text{costo}_{\text{planta1}} = 13.1 \text{ MMUSD/año}$$

- **OPEX**

Para el caso evaluado se requiere como materia prima 57,678 bpd de residuo atmosférico, y 117,042 kg/día de H₂, sustituyendo en la ecuación 3.7 queda:

$$\text{Costo MP} = \left(\left(57,678 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} * 36.6 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \right) + \left(117,042 \frac{\text{kg}}{\text{día}} * 0.7 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} \right) \right) * 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 0.904$$

$$\text{Costo MP} = 724 \text{ MMUSD/año}$$

Para el cálculo de SA, se tomaron los requerimientos del proceso de HDT a 380 °C y 57,678 bpd de carga, de la Tabla 3.19 junto a los costos de servicios reportados en la Tabla 3.20. Con ayuda de la ecuación 3.8 tenemos:

$$\begin{aligned} \text{Costo SA} = & \left(31.5 \frac{\text{Ton}}{\text{h}} * 13.8 \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right) + \left(-2.9 \frac{\text{Ton}}{\text{h}} * 13.8 \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right) + \left(3,695.5 \frac{\text{Ton}}{\text{h}} * 0.2795 \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right) \\ & + \left(934.1 \text{ kWh} * 0.04 \frac{\text{USD}}{\text{kWh}} \right) + \left(132.7 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}} * 3.5 \frac{\text{USD}}{\text{MMBTU}} \right) \\ & + \left(-6.5 * \frac{\text{Ton}}{\text{h}} * 0.2795 \frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right) * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 0.904 \end{aligned}$$

Costo SA = 15.3 MMUSD/año

A las condiciones evaluadas, el tiempo de vida de catalizador es de 7 meses, es decir 0.577 años, utilizando la ecuación 3.11 tenemos:

Costo catalizador

$$= \frac{\left(\left(174,665 \text{ kg} * 6.5 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} \right) + \left(183,585 \text{ kg} * 10.0 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} \right) + \left(265,553 \text{ kg} * 14.0 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} \right) \right) * 0.904}{0.577 \text{ años}}$$

Costo catalizador = 10.5 MMUSD/año

Con la ecuación 3.6 calculamos el OPEX:

OPEX (USD/año) = 750 MMUSD

- **Beneficio económico**

Finalmente, con la ecuación 3.2 se obtiene el beneficio económico del proceso a las condiciones dadas.

$$\text{Beneficio (USD/bbl)} = \frac{895 \text{ MMUSD/año} - 13.1 \text{ MMUSD/año} - 750 \text{ MMUSD/año}}{57,678 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} * 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 0.904}$$

$$\text{Beneficio (USD/bbl)} = 6.93 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}}$$

3.5.6. Resultados beneficio económico

En la Figura 3.12 se presenta el beneficio económico por barril de residuo atmosférico alimentado para cada uno de los casos evaluados del proceso de HDT, se puede observar que el caso que presenta el mayor beneficio económico es el de menor carga al proceso (57,678 bpd) esto era de esperarse ya que a pesar de que la cantidad de producto obtenido es menor que en los demás casos, la calidad es mayor, es decir para este caso el rendimiento líquido del RV es menor, por lo que se obtiene cantidad inferior de producto indeseado con respecto a producto total, esto genera un aumento de ingresos para los 4 casos de temperatura evaluados para dicho flujo. Otro aspecto a tomar en cuenta es el costo de inversión y materia prima ya que al procesar menor carga se generan menos gastos. Respecto a la temperatura de operación, con el incremento de esta aumenta la severidad de reacción y, por lo tanto, también el consumo de hidrógeno y gastos operativos como servicios auxiliares y disminución de tiempo de vida del catalizador, pero por otro lado se generan una mayor relación de fracciones ligeras en los productos obtenidos, generando las mejores condiciones para obtener el mayor beneficio económico de 11.41 USD/bbl a una temperatura de proceso HDT de 410°C.

En la Tabla 3.22 se presentan los ingresos, costos de inversión y gastos operativos obtenidos para el análisis económico del caso 1 a diferentes temperaturas, el resto de los casos con detalle, pueden consultarse en el apéndice C.

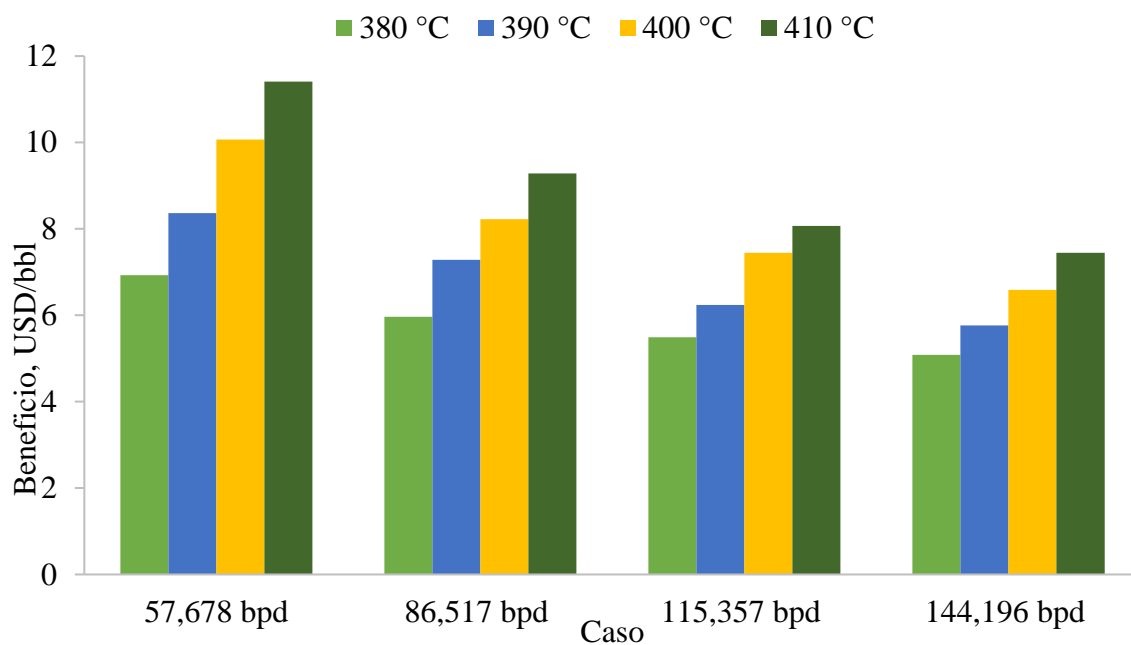


Figura 3.12. Beneficio económico del proceso HDT a varias temperaturas.

Tabla 3.22. Análisis económico del proceso HDT a capacidad de carga de 57,678 bpd.

Capacidad (bpd)	57,678			
Temperatura HDT (°C)	380	390	400	410
Ingresos (MMUSD/año)	895	932	976	1,013
CAPEX (MMUSD/año)	13.1	13.1	13.1	13.1
OPEX (MMUSD/año)	750	760	771	783
Beneficio (USD/bbl)	6.9	8.4	10.1	11.4

MMUSD: millones de dólares al año.

Para el proceso de coquización retardada en la Figura 3.13 fue tomado en cuenta tanto los gastos e ingresos de la unidad de coquización como la unidad fraccionadora de vacío. Podemos observar que, al aumentar la carga a tratar, aunque hay un aumento en el beneficio que se genera, este no es muy significativo ya que a pesar de generar mayor cantidad de productos también aumenta la

inversión necesaria y el costo de servicios auxiliares para lograr dicha producción, las condiciones de mayor factibilidad económica se consiguieron en el caso 4 con un beneficio de 7.2 USD/bbl.

Al comparar este proceso con el proceso de HDT, el ultimo genera mayores beneficios económicos en la mayoría de los casos. Para el primer caso el proceso de HDT es más factible en todas las temperaturas evaluadas, esto debido a que, a un menor tiempo de residencia, hay más tiempo de reacción entre el líquido y el catalizador dando mayor oportunidad de alcance de reacción de hidrotratamiento generando de productos de mayor valor. A medida que dichas condiciones van disminuyendo, es decir se incrementa el flujo de materia prima disminuyendo el tiempo de residencia en HDT, aumenta la cantidad de RV a la salida del proceso, en consecuencia, aumenta la cantidad de materia prima requerida y también aumenta la cantidad de producto de menor valor económico, por lo que el beneficio económico es cada vez menor.

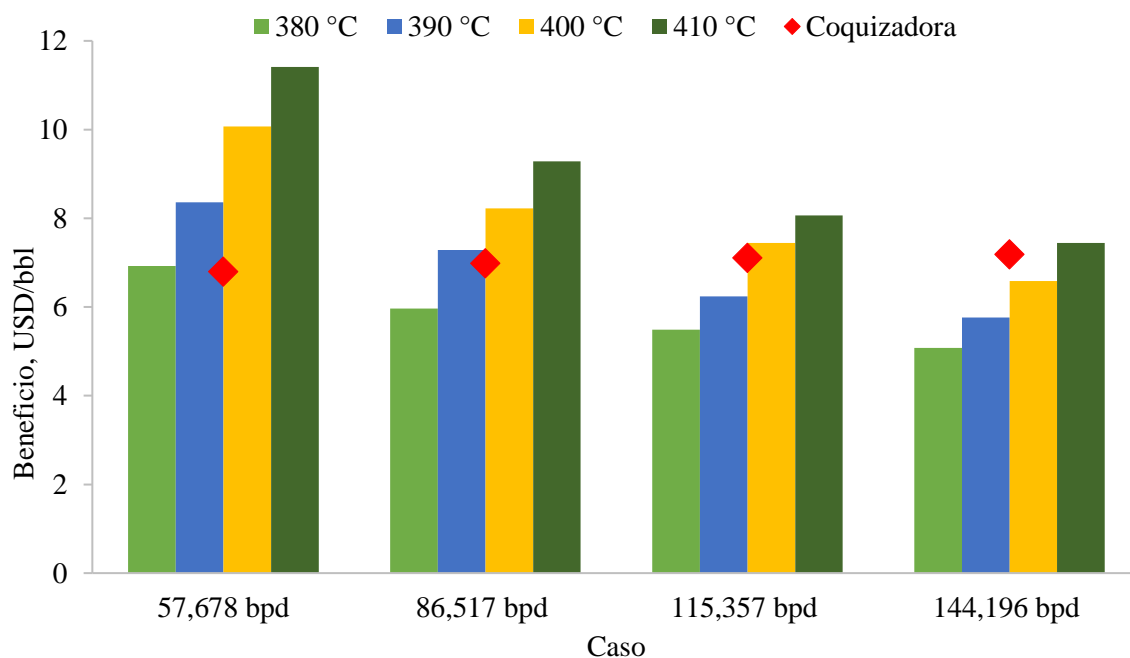


Figura 3.13. Beneficio económico del proceso HDT a varias temperaturas comparado con el proceso de coquización retardada.

En la Tabla 3.23 se presentan los ingresos, costos de inversión y gastos operativos obtenidos para el análisis económico de todos los casos del proceso de coquización retardada.

Tabla 3.23. Análisis económico del proceso DC.

Capacidad (bpd)	57,678	86,517	115,357	144,196
Ingresos (MMUSD/año)	860	1290	1720	2150
CAPEX (MMUSD/año)	24.4	31.2	37.0	42.3
OPEX (MMUSD/año)	706	1,059	1,412	1,765
Beneficio (USD/bbl)	6.8	7.0	7.1	7.2

En la Figura 3.14 se presenta el beneficio económico de proceso combinado en comparación a los otros dos. El análisis económico incluye todos los gastos e ingresos de la unidad HDT y la coquizadora. El proceso combinado obtiene la misma tendencia de beneficio que el proceso HDT, esto debido a que este último forma parte del primero, con la diferencia de que los ingresos que se obtienen del RV ahora incrementan por la transformación de este en productos de mayor valor económico.

El proceso combinado da un mayor beneficio económico para todos los casos, en comparación con HDT la mayor brecha se encuentra en el cuarto caso (144,196 bpd) esto como consecuencia del bajo tiempo de residencia que se traduce en una menor severidad de reacción lo que genera mayor cantidad de RV de menor valor económico. En el proceso combinado este inconveniente es solucionado al usar el residuo como carga a la coquizadora recuperando más destilados del RV.

Respecto al proceso de coquización, el proceso combinado presenta una mayor brecha en el primer caso (57,678 bpd) ya que como se mencionó anteriormente bajo estas condiciones se obtiene la menor cantidad de RV en el proceso de HDT lo cual se convierte en una menor inversión del proceso de coquización retardada.

De forma general, para el primer caso a una temperatura del proceso HDT de 410 °C se obtiene el mayor beneficio económico de 12.5 USD/bbl.

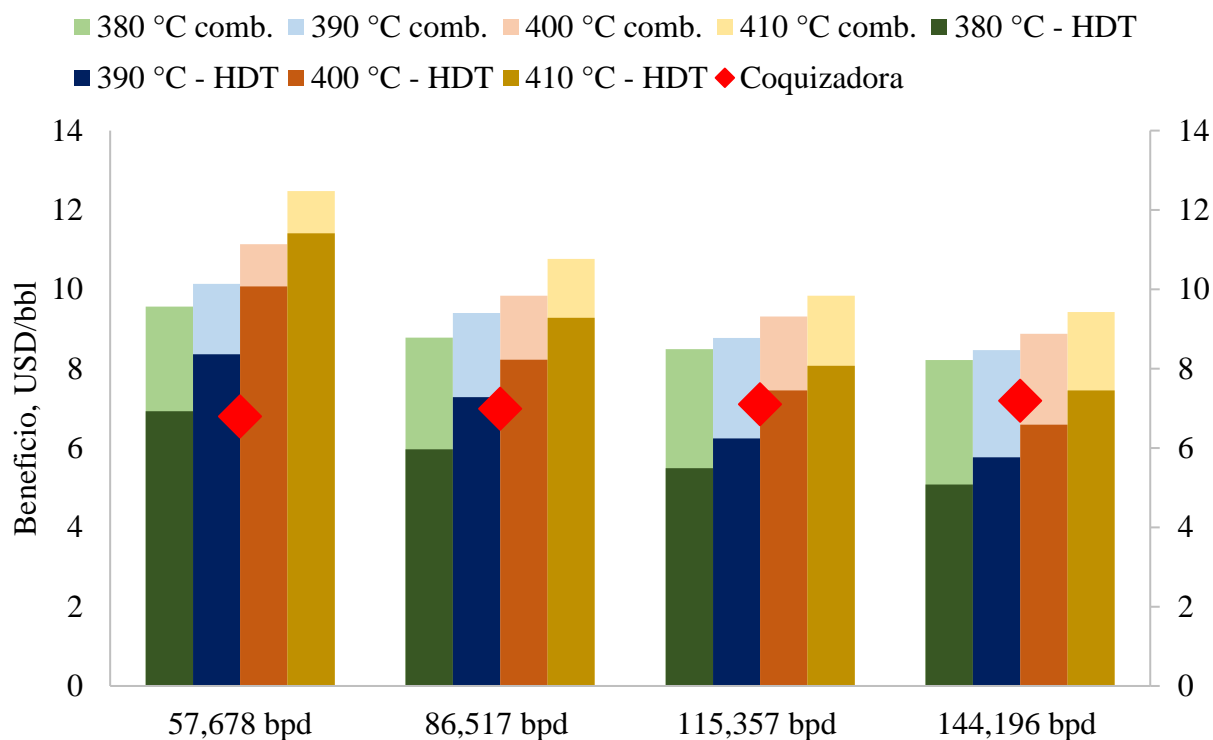


Figura 3.14. Beneficio económico del proceso combinado comparado con el proceso HDT y coquización retardada.

En la Tabla 3.24 se presentan los ingresos, costos de inversión y gastos operativos obtenidos para el análisis económico del caso 1 a diferentes temperaturas del proceso combinado, el resto de los casos con detalle pueden consultarse en el apéndice C.

Tabla 3.24. Análisis económico del proceso combinado a capacidad de carga de 57,678 bpd.

Capacidad (bpd)	57,678			
Temperatura HDT (°C)	380	390	400	410
Ingresos (MMUSD/año)	967	985	1,014	1,049
CAPEX (MMUSD/año)	30.5	29.1	27.4	26.1
OPEX (MMUSD/año)	754	763	774	785
Beneficio (USD/bbl)	9.6	10.1	11.1	12.5

3.5.7. Economías de escala

Podemos definir las economías de escala como el beneficio obtenido por un proceso gracias al aumento de su producción, es decir, en la medida en que aumenta la producción del proceso, disminuyen los costes a largo plazo [53]. Para los 3 esquemas evaluados se utilizó la siguiente ecuación:

$$EE \left(\frac{\text{USD}}{\text{bpd}} \right) = \frac{\text{Costo} * 20 \text{ años}}{CA} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Donde:

EE: Beneficio de economía de escalas (USD/bpd)

Costo: Inversión proyectada a 20 años (USD/años)

CA: capacidad o carga de residuo atmosférico de entrada al proceso (bpd)

Para el proceso de coquización retardada a 57,678 bpd tenemos:

$$EE \left(\frac{\text{USD}}{\text{bpd}} \right) = \frac{24,432,090 * 20 \text{ años}}{57,678 \text{ bpd}}$$

$$EE \left(\frac{\text{USD}}{\text{bpd}} \right) = 8,472 \text{ USD/bpd}$$

En la Tabla 3.25 se observa la economías de escala para los procesos individuales de HDT y DC, donde se puede comprobar que, a mayor carga de RA menor es la inversión necesaria por barril alimentado, cumpliéndose el principio de economías de escala.

Tabla 3.25. Economía de escalas a diferentes condiciones de proceso.

Capacidad (bpd)	Proceso DC (USD/bpd)	Proceso HDT (USD/bpd)
57,678	8,472	4,545
86,517	7,203	3,865
115,357	6,420	3,445
144,196	5,872	3,151

CONCLUSIONES

Se extendió un modelo de reactor de hidrotratamiento de un residuo atmosférico de un crudo pesado de 13 °API para predecir los rendimientos y calidad de los productos, basado en parámetros cinéticos reportados en la literatura; el cual toma en cuenta la remoción de impurezas y el rendimiento de 5 fracciones de crudo a diferentes condiciones de operación. También fueron seleccionadas correlaciones reportadas en la literatura, para el proceso de coquización retardada de residuos de crudos pesados. Ambos métodos, junto al uso de un software comercial, fueron empleados para obtener los datos técnicos de cada proceso por separado y de forma combinada, observándose el efecto que tienen las condiciones operativas sobre el desempeño económico de cada caso. Por lo que se obtienen las siguientes conclusiones:

- El modelo desarrollado predice con un 2.9 % de desviación global los rendimientos de RV respecto a valores experimentales de la literatura
- La predicción de los valores de rendimiento de CCR reportados por [26] tienen un 3.9 % de desviación, y la simulación los rendimientos de RV reportados por [27] se reprodujeron de forma apropiada con un 1.31 % de desviación.

Técnicas:

Hidrotratamiento:

- Se reduce la fracción de residuo de vacío hasta un 33 % peso a un flujo de 57,678 bpd y temperatura de 410°C en HDT.

Coquización retardada:

- Los rendimientos de coque están en función del CCR de la carga el cual se mantiene constante para todos los casos de DC individual, obteniéndose un 21.7 % peso de coque respecto a la carga del proceso (RA).

Esquema de proceso combinado:

- Incrementa la recuperación de fracciones destiladas para todos los casos, para el caso 144,196 bpd y 380 °C al ser el que produce más RV (carga a DC) y menos destilados ligeros, se presenta un incremento de 114% de destilados en proceso de DC

- Para el caso de 57,678 bpd y temperatura de 410°C en HDT, disminuye la producción de coque del proceso combinado en un 53.85% respecto a la producción de coque en DC individual.

Económicas:

Hidrotratamiento:

- El proceso aumenta su beneficio cuando las condiciones de reacción son más severas (a bajo LHSV o altas temperaturas) siendo el mayor de 11.4 USD/bbl a condiciones de operación: 410 °C y 57,678 bpd.

Coquización retardada:

- A medida que aumenta la LHSV el proceso de coquización tiende a aumentar el beneficio económico, siendo el mayor de 7.2 USD/bbl a 144,196 bpd.

Hidrotratamiento vs. Coquización retardada:

- El máximo beneficio del proceso HDT sobre DC es de 67.8%, a un flujo de 57,678 bpd y temperatura de 410°C en HDT
- El menor beneficio del proceso HDT sobre DC es de 3.6%, a un flujo de 144,196 bpd y temperatura de 410°C en HDT.

En el esquema combinado:

- El mayor beneficio económico es de 12.5 USD/bbl a un flujo de 57,678 bpd y temperatura de 410°C en HDT.
- El menor beneficio económico es de 8.2 USD/bbl a un flujo de 144,196 bpd y temperatura de 380°C en HDT.

El proceso combinado posee un mayor beneficio económico en comparación con los procesos individuales para todos los casos evaluados. Bajo este mismo esquema de proceso, desde el punto de vista de la inversión necesaria, el caso de flujo de carga de 57,678 bpd es más sencillo de aplicar, debido a que requiere un CAPEX de 30.5 MMUSD en comparación de los casos de 86,517 bpd, 115,357 bpd y 144,196 bpd que requieren una inversión de 39.7, 47.6 y 54.8 MMUSD respectivamente.

NOMENCLATURA

A_S : área transversal del reactor, cm^2

a_S : área de interfase específica líquido – sólido, cm^{-1}

a_L : área de interfase específica gas – líquido, cm^{-1}

Asph: asfaltenos

Bpd: barril estándar por día.

C_i : concentración del componente i , mol cm^{-3}

CCR: carbón Conradson, % peso

DC: coquización retardada

g : flujo masico de gas, g s^{-1} .

GE: gravedad específica.

H_i : constante de ley de Henry del componente i , $\text{MPa cm}^3 \text{mol}^{-1}$

HDS: reacción de hidrosulfurización

HDM: reacción de hidrodemetalización

HDN: reacción de remoción de níquel

HDAs: reacción de remoción de asfaltenos

HCR: hidrocraqueo

HDT: hidrotratamiento

H_2 : hidrógeno

k_i^L : coeficiente de transferencia de masa gas – líquido del componente i , cm s^{-1}

k_i^S : coeficiente de transferencia de masa líquido - sólido del componente i , cm s^{-1}

k_{GE} : constante cinética relacionada con el cambio de gravedad específica (s^{-1})

$K_{\text{H}_2\text{S}}^S$: constante de equilibrio de adsorción para H_2S , $\text{cm}^3 \text{mol}^{-1}$

kc_{CCR} : constante cinética catalítica de la reacción CCR, $\% \text{peso}^{-0.527} \text{h}^{-1}$

kt_{CCR} : constante cinética térmica de la reacción CCR, $\% \text{peso}^{-0.004} \text{h}^{-1}$

l : flujo masico de líquido, g s^{-1}

L : longitud del lecho catalítico, cm

LHSV: velocidad espacial horaria del líquido, h^{-1}

m_{T0} : flujo másico total, g s^{-1}

MMUSD: millones de dólares.

Ni: níquel

N_i : flujo molar del componente i, mol s^{-1}

P: presión total del reactor, MPa

q: flujo másico del fluido quench, g s^{-1}

r_j : velocidad de reacción del componente j, $\text{mol cm}^{-3} \text{s}^{-1}$

RA: residuo atmosférico

RV: residuo de vacío

T: temperatura, K

u_G : velocidad superficial del gas, cm s^{-1}

u_L : velocidad superficial del líquido, cm s^{-1}

V: vanadio

VGO: gasóleos de vacío

w_{cat} : peso del catalizador, g

y_i : composición del componente i

z: posición axial a lo largo del lecho catalítico

Símbolos Griegos

ΔH_R : calor de reacción global

ρ : densidad a condiciones del proceso, g cm^{-3}

REFERENCIAS

- [1] PEMEX, Monthly Petroleum Statistics April 2019, <http://www.pemex.com> (consultada en mayo 2019).
- [2] Ancheyta J. (2013) Modeling of Processes and Reactors for Upgrading of Heavy Petroleum. CRC Press Taylor & Francis Group, Boca Raton.
- [3] OPEC, 2017 World Oil Outlook 2040, <https://www.opec.org> (consultada en mayo 2019).
- [4] Castañeda L.C., Muñoz J.A.D. y Ancheyta J. (2013) Current situation of emerging technologies for upgrading of heavy oils. *Catalysis Today*, 220 222, 248 – 273.
- [5] Castañeda L.C., Muñoz J.A.D. y Ancheyta J. (2012) Combined process schemes for upgrading of heavy petroleum. *Fuel*, 100, 110 – 127.
- [6] Ancheyta J., Speight J.G. (2011) Hydroprocessing of Heavy Oils and Residua. CRC Press Taylor & Francis Group, Boca Raton.
- [7] Rana M.S., Sámano V., Ancheyta J., y Diaz J.A.I. (2007) A review of recent advances on process technologies for upgrading of heavy oils and residua. *Fuel*, 86, 1216 – 1231.
- [8] Speight J.G. (2004) New approaches to hydroprocessing. *Catalysis Today*, 98, 55–60.
- [9] Gray M. (2015) Upgrading Oilsands Bitumen and Heavy Oil. The University of Alberta Press, Edmonton.
- [10] Ancheyta J. (2011) Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining. John Wiley & Sons, Inc., New Jersey.

- [11] Diaz-Boffeli G. (2017) Evaluación Técnica del Sistema Desasfaltado – Hidrotratamiento para Mejorar Crudos Pesados (Tesis de Maestría) Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México.
- [12] Robinson, P.R., Dolbear, G.E. (2006) Hydrotreating and hydrocracking: Fundamentals In Practical Advances in Petroleum Processing, Volume 1, Chapter 7, C.S. Hsu, P.R. Robinson, Eds., Nueva York.
- [13] Ancheyta J., Alvarez-Majmutov A. y Leyva C. (2016) Hydrotreating of oil fractions In Multiphase Catalytic Reactors: Theory, Design, Manufacturing, and Applications. Chapter 13 John Wiley & Sons, Inc.
- [14] Liu Y., Gao L., Wen L. y Zong B. (2009) Recent Advances in Heavy Oil Hydroprocessing Technologies. Recent Patents on Chemical Engineering, 2, 22 – 36.
- [15] Banerjee D. K. (2012) Oil Sands Heavy Oil & Bitumen from Recovery to Refinery. PennWell Corporation, Tulsa.
- [16] Speight J.G. (2013) Heavy and Extra-Heavy Oil Upgrading Technologies. Elsevier Inc., Oxford.
- [17] Huc A.Y. (2011) Heavy Crude Oils from Geology to Upgrading an Overview. Editions Technip, Paris.
- [18] Sawarkar A. N., Pandit A. B., Samant S. D. y Joshi, J. B. (2007) Petroleum Residue Upgrading Via Delayed Coking: A Review. Can. J. Chem. Eng., 85: 1-24.
- [19] Furimsky E. (2000) Characterization of cokes from fluid/flexi-coking of heavy feeds. Fuel Processing Technology, 67, 205 – 230.

- [20] Honeywell UOP, UOP/FW Solvent Deasphalting (SDA) Process, <https://www.uop.com/solvent-deasphalting-sda/#> (consultada en mayo 2019).
- [21] Zachariah, A.; de Klerk, A. (2017) Partial upgrading of bitumen: Impact of solvent deasphalting and visbreaking sequence. *Energy & Fuels*, 31 (9), 9374-9380.
- [22] Ancheyta J., Betancourt G., Marroquín G., Centeno G., Muñoz J.A. y Alonso F. Patent US 7651604, Jan. 26, 2010.
- [23] Alvarez A. y Ancheyta J. (2008) Modeling residue hydroprocessing in a multi-fixed-bed reactor system. *Applied Catalysis A: General*, 351, 148 – 158.
- [24] Alvarez A., Ancheyta J., Centeno G. y Marroquín G. (2011) A modeling study of the effect of reactor configuration on the cycle length of heavy oil fixed-bed hydroprocessing. *Fuel*, 90, 3551 – 3560.
- [25] Korsten H. y Hoffmann U. (1996) Three-Phase Reactor Model Pilot Trickle-Bed for Hydrotreating in Reactors. *AIChE Journal*, 42, 1350 – 1360.
- [26] Alvarez A. (2009) Design and evaluation of the IMP technology for upgrading heavy crude oils using hydroprocessing with liquid quenching (Tesis de Doctorado) Instituto Mexicano del Petróleo, Ciudad de México.
- [27] Fahim M.A., Al-Sahhaf T.A. y Elkilani A. (2010) *Fundamentals of Petroleum Refining*. Elsevier B.V., Oxford.
- [28] Martinez J. y Ancheyta J. (2014) Modeling the kinetics of parallel thermal and catalytic hydrotreating of heavy oil. *Fuel*, 138, 27 – 36.

- [29] Martinez J. (2013) Modeling the Kinetics of Hydrocracking and Parallel Thermal and Catalytic Hydrotreating of Heavy Oil (Tesis de Doctorado) Instituto Mexicano del Petróleo, Ciudad de México.
- [30] Martinez J. y Ancheyta J. (2012) Kinetic model for hydrocracking of heavy oil in a CSTR involving short term catalyst deactivation. *Fuel*, 100, 193 – 199.
- [31] Castañeda L.C., Muñoz J.A.D. y Ancheyta J. (2011) Comparison of approaches to determine hydrogen consumption during catalytic hydrotreating of oil fractions. *Fuel*, 90, 3593 – 3601.
- [32] Gary J.H., Handwerk G.E. (2001) *Petroleum Refining: Technology and Economics*. Marcel Dekker, New York.
- [33] Maples R.E. (1993) *Petroleum Refinery Process Economics*. Penn Well Publishing, Tulsa.
- [34] Castiglioni B.P. (1983) How to predict coker yields. *Hydrocarbon Process*, 77–79.
- [35] Smith A., Frow M., Quddus J., Howell D., Reed T., Landrum C. y Clifton B. (2006) *Refinery Modeling, Advanced Chemical Engineering Design*. University of Oklahoma, Norman.
- [36] Volk M., Wisecarver K. y Sheppard C. (2002) *Fundamentals of Delayed Coking Joint Industry Project*; Department of Chemical Engineering. University of Tulsa, Tulsa.
- [37] Muñoz J.A.D., Aguilar R., Castañeda L.C. y Ancheyta J. (2013) Comparison of correlations for estimating product yields from delayed coking, *Energy Fuels*, 27, 7179–7190.
- [38] Ghashghaee M. (2018) Thorough assessment of delayed coking correlations against literature data: Development of improved alternative models. *Reaction Kinetics, Mechanisms Catalysis*, 126, 83 – 102.

- [39] Liu Y.A., Chang A. y Pashikanti K. (2018) Petroleum Refinery Process Modeling Integrated Optimization Tools and Applications. Wiley-VCH, Weinheim.
- [40] Ancheyta J., Centeno G., Trejo F. y Marroquín G. (2003) Changes in Asphaltene Properties during Hydrotreating of Heavy Crudes. Fuel, 17, 1233 – 1238.
- [41] Muñoz J.A.D., Alvarez A. y Ancheyta J. (2005) Process heat integration of a heavy crude hydrotreatment plant. Catalysis Today, 109, 214 – 218.
- [42] Mapiour M., Sundaramurthy V., Dalai A.K. y Adjaye J. (2010) Effects of Hydrogen Partial Pressure on Hydrotreating of Heavy Gas Oil Derived from Oil-Sands Bitumen: Experimental and Kinetics. Energy & Fuels, 24, 772 – 784.
- [43] Hsu C.S. y Robinson P.R. (2017) Springer Handbook of Petroleum Technology. Springer International Publishing AG, Katy.
- [44] Ancheyta J., Muñoz J.A.D., Aguilar R.A., Martínez E., Mata T. y Chávez H. (2011) Definición de la Viabilidad Económica de la Aplicación de la Tecnología HIDRO-IMP® en Pemex Refinación. Informe Técnico. Instituto Mexicano del Petróleo, Ciudad de México.
- [45] Hydrocarbon Processing. (2011) 2011 Refining Processes Handbook. Gulf Publishing Company.
- [46] Oil & Gas Journal. (2014) Yearly refinery construction indexes listed for 80+ years. Volumen 112, número 1.
- [47] Oil & Gas Journal. (2017) Nelson-Farrar Cost Indexes. Volumen 115, número12.
- [48] Alvarez A.M., Ancheyta J. y Aguilar R.A. Derecho de autor: 03-2014-072112165400-01, 2014.

- [49] Catálogo de Precios a Largo Plazo para Resultados de Operación Pemex Refinación, 2017.
- [50] Centeno G., Ancheyta J., Alvarez A., Marroquín G., Alonso F. y Castillo A. (2012) Effect of different heavy feedstocks on the deactivation of a commercial hydrotreating catalyst. *Fuel*, 100, 73 – 79.
- [51] Ancheyta J., Betancourt G., Centeno G., Marroquín G., Alonso F y Garciafigueroa E. (2002) Catalyst Deactivation during Hydroprocessing of Maya Heavy Crude Oil. 1. Evaluation at Constant Operating Conditions. *Energy & Fuels*, 16, 1438 – 1443.
- [52] Ancheyta J., Betancourt G., Centeno G. y Marroquín G. (2003) Catalyst Deactivation during Hydroprocessing of Maya Heavy Crude Oil. (II) Effect of Temperature during Time-on-Stream. *Energy & Fuels*, 17, 462 – 467.
- [53] MyTripleA, Diccionario financiero: Economías de escala, <https://www.mytriplea.com/diccionario-financiero/economias-de-escala/> (consultada en julio, 2019).

APÉNDICE A

Tabla A-1. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd.

Tabla A-2. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 86,517 bpd.

Tabla A-3. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 115,357 bpd.

Tabla A-4. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 144,196 bpd.

Tabla A-5. Propiedades de productos líquidos de DC (individual) para todos los casos de carga de RA.

Tabla A-6. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd.

Tabla A-7. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 86,517 bpd.

Tabla A-8. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 115,357 bpd.

Tabla A-9. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 144,196 bpd.

Tabla A-1. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd.

Capacidad (bpd)					57,678			
Temperatura HDT (°C)	380				390			
	Nafta	MD	Gasóleos	RV	Nafta	MD	Gasóleos	RV
Rendimiento (%peso)	1.80	6.56	38.10	53.54	3.05	8.52	41.64	46.79
Gravedad específica	0.8699	0.9128	0.9547	0.9883	0.8713	0.9143	0.9561	0.9895
Azufre (%peso)	0.001	0.02	0.31	2.32	0.001	0.02	0.23	1.78
Nitrógeno (ppm)	1.1	41	709	5327	1.5	50	750	5206
Níquel (ppm)	0.0	0.002	0.9	106.6	0.0	0.004	1.1	101.7
Vanadio (ppm)	0.0	0.01	2.5	290.4	0.0	0.01	2.6	252.8
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.3	24.5	0.0	0.0	0.4	26.2
°API	31.0	23.4	16.6	11.6	30.8	23.1	16.4	11.4
Temperatura HDT (°C)	400				410			
Rendimiento (%peso)	4.55	10.95	45.49	39.00	5.49	13.38	47.91	33.22
Gravedad específica	0.8685	0.9151	0.9565	0.9895	0.8625	0.9083	0.9490	0.9812
Azufre (%peso)	0.000	0.02	0.20	1.28	0.000	0.01	0.14	0.82
Nitrógeno (ppm)	1.4	63	805	5118	1.4	63	795	4851
Níquel (ppm)	0.00	0.006	1.18	93.4	0.00	0.005	1.11	73.6
Vanadio (ppm)	0.0	0.01	2.8	220.2	0.0	0.01	2.7	180.8
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.5	27.5	0.0	0.0	0.5	26.1
°API	31.3	23.0	16.3	11.4	32.4	24.2	17.5	12.6

Tabla A-2. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 86,517 bpd.

Capacidad (bpd)	86,517							
Temperatura HDT (°C)	380				390			
	Nafta	MD	Gasóleos	RV	Nafta	MD	Gasóleos	RV
Rendimiento (%peso)	1.32	5.34	35.87	57.47	2.47	7.18	39.19	51.17
Gravedad específica	0.8835	0.9237	0.9662	1.0002	0.8811	0.9247	0.9673	1.0013
Azufre (%peso)	0.001	0.03	0.45	3.35	0.001	0.03	0.38	2.72
Nitrógeno (ppm)	1.6	45	795	5972	1.6	54	821	5838
Níquel (ppm)	0.0	0.002	1.0	122.9	0.0	0.003	1.2	122.1
Vanadio (ppm)	0.0	0.01	3.1	386.3	0.0	0.01	3.3	338.2
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.3	25.7	0.0	0.0	0.4	26.8
°API	28.5	21.5	14.8	9.8	29.0	21.4	14.7	9.7
Temperatura HDT (°C)	400				410			
Rendimiento (%peso)	3.32	8.69	41.52	46.47	4.17	10.59	43.79	41.45
Gravedad específica	0.8806	0.9241	0.9665	1.0004	0.8733	0.9198	0.9616	0.9954
Azufre (%peso)	0.001	0.03	0.33	2.18	0.000	0.02	0.25	1.64
Nitrógeno (ppm)	2.1	64	848	5669	1.6	64	822	5476
Níquel (ppm)	0.0	0.006	1.3	118.5	0.000	0.006	1.196	110.758
Vanadio (ppm)	0.0	0.02	3.3	297.9	0.00	0.01	2.8	254.6
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.5	27.6	0.0	0.0	0.4	27.1
°API	29.0	21.5	14.8	9.8	30.4	22.2	15.5	10.5

Tabla A-3. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 115,357 bpd.

Capacidad (bpd)		115,357							
Temperatura HDT (°C)		380				390			
	Nafta	MD	Gasóleos	RV	Nafta	MD	Gasóleos	RV	
Rendimiento (%peso)	1.12	4.76	34.82	59.31	1.75	6.03	36.96	55.26	
Gravedad específica	0.8903	0.9310	0.9739	1.0080	0.8873	0.9313	0.9742	1.0087	
Azufre (%peso)	0.001	0.03	0.52	4.07	0.001	0.03	0.46	3.50	
Nitrógeno (ppm)	1.2	41	815	6415	1.3	46	827	6260	
Níquel (ppm)	0.0	0.001	1.0	130.9	0.0	0.002	1.0	130.6	
Vanadio (ppm)	0.0	0.00	3.4	457.7	0.0	0.01	3.3	408.9	
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.3	26.1	0.0	0.0	0.3	26.8	
°API	27.3	20.3	13.7	8.7	27.8	20.3	13.6	8.7	
Temperatura HDT (°C)		400				410			
Rendimiento (%peso)	2.89	7.89	39.99	49.23	3.45	9.16	41.44	45.96	
Gravedad específica	0.8874	0.9313	0.9741	1.0086	0.8835	0.9269	0.9693	1.0037	
Azufre (%peso)	0.001	0.03	0.40	2.87	0.001	0.02	0.32	2.30	
Nitrógeno (ppm)	1.7	57	858	6138	1.7	55	823	5905	
Níquel (ppm)	0.0	0.004	1.2	130.9	0.0	0.004	1.2	125.5	
Vanadio (ppm)	0.0	0.01	3.4	359.8	0.0	0.01	3.0	312.2	
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.4	27.9	0.000	0.001	0.404	27.464	
°API	27.8	20.3	13.6	8.7	28.5	21.0	14.3	9.4	

Tabla A-4. Propiedades de productos líquidos de HDT calculadas por el simulador para el caso: 144,196 bpd.

Capacidad (bpd)		144,196							
Temperatura HDT (°C)		380				390			
	Nafta	MD	Gasóleos	RV	Nafta	MD	Gasóleos	RV	
Rendimiento (%peso)	0.90	4.33	33.98	60.79	1.51	5.48	35.94	57.07	
Gravedad específica	0.8951	0.9361	0.9792	1.0132	0.8916	0.9359	0.9791	1.0137	
Azufre (%peso)	0.001	0.03	0.60	4.62	0.001	0.03	0.53	4.03	
Nitrógeno (ppm)	1.3	43	865	6716	1.4	48	864	6552	
Níquel (ppm)	0.0	0.001	1.0	135.7	0.0	0.002	1.1	135.7	
Vanadio (ppm)	0.0	0.01	4.0	514.2	0.0	0.01	3.7	462.3	
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.3	26.4	0.0	0.0	0.3	27.0	
°API	26.4	19.5	12.9	8.0	27.1	19.6	12.9	8.0	
Temperatura HDT (°C)		400				410			
Rendimiento (%peso)	2.34	6.78	38.14	52.74	3.07	8.58	40.26	48.09	
Gravedad específica	0.8911	0.935.	0.9785	1.0132	0.8876	0.9312	0.9739	1.0086	
Azufre (%peso)	0.001	0.03	0.48	3.47	0.001	0.03	0.38	2.80	
Nitrógeno (ppm)	1.7	58.0	888.3	6429.1	1.7	56.5	854.2	6242.0	
Níquel (ppm)	0.0	0.004	1.2	136.5	0.0	0.004	1.2	134.5	
Vanadio (ppm)	0.0	0.01	3.8	415.8	0.0	0.01	3.2	358.6	
Carbón Conradson (%peso)	0.0	0.0	0.4	27.5	0.0	0.0	0.4	27.5	
°API	27.1	19.6	13.0	8.0	27.8	20.3	13.7	8.7	

Tabla A-5. Propiedades de productos líquidos de DC (individual) para todos los casos de carga de RA.

	Nafta	MD	Gasóleos
Rendimiento (%peso)	24.77	28.50	46.73
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.17	1.32	11.29
API	62.3	50.8	41.9

Tabla A-6. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 57,678 bpd.

Capacidad (bpd)		57,678				
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	380			390		
	Nafta	MD	Gasóleos	Nafta	MD	Gasóleos
Rendimiento (%peso)	24.50	28.40	47.10	24.62	28.45	46.93
Gravedad específica	0.7287	0.7747	0.8145	0.7286	0.7747	0.8145
Azufre (%peso)	0.05	0.35	3.01	0.04	0.28	2.37
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	400			410		
Rendimiento (%peso)	24.74	28.49	46.77	24.62	28.45	46.93
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8144	0.7286	0.7747	0.8145
Azufre (%peso)	0.03	0.20	1.75	0.02	0.13	1.10

^[a] Temperatura de HDT a la cual se procesa el RA que es alimentado al esquema combinado.

Tabla A-7. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 86,517 bpd.

Capacidad (bpd)			86,517			
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	380			390		
	Nafta	MD	Gasóleos	Nafta	MD	Gasóleos
Rendimiento (%peso)	24.59	28.44	46.98	24.67	28.47	46.86
Gravedad específica	0.7287	0.7747	0.8145	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.07	0.51	4.43	0.06	0.43	3.68
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	400			410		
Rendimiento (%peso)	24.74	28.50	46.76	24.70	28.48	46.82
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8144	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.05	0.35	3.00	0.03	0.26	2.22

^[a] Temperatura de HDT a la cual se procesa el RA que es alimentado al esquema combinado.

Tabla A-8. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 115,357 bpd.

Capacidad (bpd)			115,357			
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	380			390		
	Nafta	MD	Gasóleos	Nafta	MD	Gasóleos
Rendimiento (%peso)	24.62	28.45	46.93	24.68	28.47	46.85
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8145	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.08	0.63	5.44	0.07	0.55	4.73
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	400			410		
Rendimiento (%peso)	24.77	28.51	46.73	24.73	28.49	46.78
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8144	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.06	0.46	3.96	0.05	0.37	3.15

^[a] Temperatura de HDT a la cual se procesa el RA que es alimentado al esquema combinado.

Tabla A-9. Propiedades de productos líquidos de DC en esquema combinado calculadas por el simulador para el caso: 144,196 bpd.

Capacidad (bpd)		144,196				
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	380			390		
	Nafta	MD	Gasóleos	Nafta	MD	Gasóleos
Rendimiento (%peso)	24.65	28.46	46.89	24.70	28.48	46.83
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8144	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.09	0.72	6.20	0.08	0.64	5.48
Temperatura en HDT (°C) ^[a]	400			410		
Rendimiento (%peso)	24.74	28.49	46.77	24.74	28.49	46.77
Gravedad específica	0.7286	0.7747	0.8144	0.7286	0.7747	0.8144
Azufre (%peso)	0.07	0.56	4.76	0.06	0.45	3.84

^[a] Temperatura de HDT a la cual se procesa el RA que es alimentado al esquema combinado.

APÉNDICE B

Tabla B-1. Balance de masa en HDT caso 0.5 h^{-1} (394,565 kg/h de RA).

Tabla B-2. Balance de masa en HDT caso 0.75 h^{-1} (591,847 kg/h de RA).

Tabla B-3. Balance de masa en HDT caso 1.0 h^{-1} (789,129 kg/h de RA).

Tabla B-4. Balance de masa en HDT caso 1.25 h^{-1} (986,411 kg/h de RA).

Tabla B-5. Balance de masa en DC (unidad fraccionadora).

Tabla B-6. Balance de masa en DC (proceso coquización) con residuo de vacío como carga.

Tabla B-7. Balance de masa, caso 0.5 h^{-1} (394,565 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Tabla B-8. Balance de masa, caso 0.75 h^{-1} (591,847 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Tabla B-9. Balance de masa, caso 1.0 h^{-1} (789,129 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Tabla B-10. Balance de masa, caso 1.25 h^{-1} (986,411 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Tabla B-1. Balance de masa en HDT caso 0.5 h^{-1} (394,565 kg/h de RA).

Temperatura (°C)	Producto de HDT					Total (kg/h)
	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	RV (kg/h)	
380	3,699	7,045	25,639	148,919	209,263	394,565
390	5,082	11,890	33,198	162,164	182,231	394,565
400	7,031	17,636	42,434	176,298	151,166	394,565
410	10,077	21,124	51,430	184,191	127,743	364,565

Tabla B-2. Balance de masa en HDT caso 0.75 h^{-1} (591,847 kg/h de RA).

Temperatura (°C)	Producto de HDT					Total (kg/h)
	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	RV (kg/h)	
380	4,033	7,777	31,376	210,868	337,793	591,847
390	5,947	14,469	42,057	229,598	299,776	591,847
400	7,709	19,409	50,743	242,510	271,476	591,847
410	10,934	24,247	61,509	254,380	240,777	591,847

Tabla B-3. Balance de masa en HDT caso 1.0 h^{-1} (789,129 kg/h de RA).

Temperatura (°C)	Producto de HDT					Total (kg/h)
	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	RV (kg/h)	
380	4,239	8,773	37,322	273,294	465,501	789,129
390	5,965	13,725	47,231	289,435	432,773	789,129
400	9,044	22,539	61,573	311,967	384,006	789,129
410	12,076	26,772	71,179	322,002	357,099	789,129

Tabla B-4. Balance de masa en HDT caso 1.25 h^{-1} (986,411 kg/h de RA).

Temperatura (°C)	Producto de HDT					Total (kg/h)
	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	RV (kg/h)	
380	4,403	8,797	42,523	333,712	596,976	986,411
390	6,317	14,827	53,740	352,235	559,292	986,411
400	8,924	22,859	66,266	372,822	515,540	986,411
410	14,040	29,898	83,399	391,506	467,568	986,411

Tabla B-5. Balance de masa en DC (unidad fraccionadora).

Carga de	Producto de unidad fraccionadora			
	RA	LVGO	HVGO	RV
(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
394,565	71,887	58,698	263,980	394,565
591,847	107,830	88,047	395,970	591,847
789,129	143,773	117,396	527,959	789,129
986,411	179,717	146,746	659,949	986,411

Tabla B-6. Balance de masa en DC (proceso coquización) con residuo de vacío como carga.

Carga de	Producto de DC					Total
	RV^[a]	Gas	Nafta	MD	Gasóleos	
(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
263,980	26,368	37,570	43,239	70,879	85,924	263,980
395,970	39,552	56,355	64,858	106,319	128,886	395,970
527,959	52,735	75,139	86,478	141,759	171,848	527,959
659,949	65,919	93,924	108,097	177,199	214,810	659,949

^[a]Proveniente del proceso de unidad fraccionadora.

Tabla B-7. Balance de masa, caso 0.5 h^{-1} (394,565 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Carga de	Producto de DC					Total
	RV ^[a]	Gas	Nafta	MD	Gasóleos	
(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
209,263	19,904	31,180	36,150	59,944	62,085	209,263
182,231	17,753	26,562	30,690	50,617	56,609	182,231
151,166	15,021	21,623	24,907	40,882	48,733	151,166
127,743	12,441	18,626	21,521	35,499	39,656	127,743

^[a]Proveniente del proceso de HDT.

Tabla B-8. Balance de masa, caso 0.75 h^{-1} (591,847 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Carga de	Producto de DC					Total
	RV ^[a]	Gas	Nafta	MD	Gasóleos	
(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
337,793	32,689	49,544	57,301	94,655	103,604	337,793
299,776	29,466	43,331	49,998	82,290	94,691	299,776
271,476	27,024	38,767	44,640	73,241	87,804	271,476
240,777	23,772	34,655	39,960	65,696	76,694	240,777

^[a]Proveniente del proceso de HDT.

Tabla B-9. Balance de masa, caso 1.0 h^{-1} (789,129 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Carga de	Producto de DC					
	RV ^[a] (kg/h)	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	Coque (kg/h)
465,501	45,330	67,881	78,435	129,381	144,474	465,501
432,773	42,565	62,519	72,131	118,700	136,858	432,773
384,006	38,367	54,637	62,879	103,067	125,056	384,006
357,099	35,458	51,117	58,887	96,678	114,959	357,099

^[a]Proveniente del proceso de HDT.

Tabla B-10. Balance de masa, caso 1.25 h^{-1} (986,411 kg/h de RA) alimentado al proceso combinado HDT-DC.

Carga de	Producto de DC					
	RV ^[a] (kg/h)	Gas (kg/h)	Nafta (kg/h)	MD (kg/h)	Gasóleos (kg/h)	Coque (kg/h)
596,976	58,393	86,688	100,099	164,941	186,855	596,976
559,292	55,190	80,542	92,877	152,717	177,966	559,292
515,540	51,244	73,722	84,914	139,370	166,290	515,540
467,568	46,476	66,861	77,011	126,397	150,823	467,568

^[a]Proveniente del proceso de HDT.

APÉNDICE C

Tabla C-1. Tiempo de vida de catalizador en función de %HDM

Tabla C-2. Análisis económico del proceso HDT en todos los casos.

Tabla C-3. Análisis económico del proceso DC en todos los casos.

Tabla C-4. Análisis económico del proceso combinado en todos los casos.

Tabla C-1. Tiempo de vida de catalizador en función de %HDM

Condiciones de operación de HDT		HDM (%)	Tiempo de vida (meses)
LHSV (1/h)	T (°C)		
0.5	380	71	7.0
	390	77	6.8
	400	83	6.6
	410	88	6.5
0.75	380	60	7.4
	390	67	7.1
	400	73	7.0
	410	79	6.8
1.0	380	52	7.6
	390	58	7.4
	400	66	7.2
	410	72	7.0
1.25	380	45	7.8
	390	53	7.6
	400	59	7.4
	410	67	7.1

Tabla C-2. Análisis económico del proceso HDT en todos los casos.

Capacidad (bpd)	57,678				86,517			
Temperatura HDT (°C)	380	390	400	410	380	390	400	410
Ingresos (MMUSD/año)	895	932	976	1,013	1,295	1,347	1,388	1,435
CAPEX (MMUSD/año)	13.1	13.1	13.1	13.1	16.7	16.7	16.7	16.7
MP (MMUSD/año)	724	730	737	744	1,075	1,083	1,090	1,099
SA (MMUSD/año)	15.3	18.8	22.8	26.9	23.0	29.3	35.3	42.6
Catalizador (MMUSD/año)	10.5	10.8	11.1	11.3	10.0	10.3	10.6	10.9
OPEX (MMUSD/año)	750	760	771	783	1,108	1,123	1,136	1,153
Beneficio (USD/bbl)	6.9	8.4	10.1	11.4	6.0	7.3	8.2	9.3
Capacidad (bpd)	115,357				144,196			
Ingresos (MMUSD/año)	1,694	1,739	1,806	1,849	2,087	2,138	2,200	2,271
CAPEX (MMUSD/año)	19.9	19.9	19.9	19.9	22.7	22.7	22.7	22.7
MP (MMUSD/año)	1,425	1,433	1,443	1,453	1,774	1,783	1,793	1,806
SA (MMUSD/año)	30.7	38.6	49.1	58.8	38.3	48.9	61.1	77.6
Catalizador (MMUSD/año)	9.7	9.9	10.3	10.5	9.4	9.7	10.0	10.3
OPEX (MMUSD/año)	1,465	1,481	1,503	1,522	1,822	1,841	1,864	1,894
Beneficio (USD/bbl)	5.5	6.2	7.5	8.1	5.1	5.8	6.6	7.5

Tabla C-3. Análisis económico del proceso DC en todos los casos.

Capacidad (bpd)	57,678	86,517	115,357	144,196
Ingresos (MMUSD/año)	860	1290	1720	2150
CAPEX (MMUSD/año)	24.4	31.2	37.0	42.3
MP (MMUSD/año)	697	1,045	1,394	1,742
SA (MMUSD/año)	8.9	13.4	17.9	22.4
OPEX (MMUSD/año)	706	1,059	1,412	1,765
Beneficio (USD/bbl)	6.8	7.0	7.1	7.2

Tabla C-4. Análisis económico del proceso combinado en todos los casos.

Capacidad (bpd)	57,678				86,517			
Temperatura HDT (°C) ^[a]	380	390	400	410	380	390	400	410
Ingresos (MMUSD/año)	967	985	1,014	1,049	1,405	1,435	1,459	1,500
CAPEX (MMUSD/año)	30.5	29.1	27.4	26.1	39.7	38.1	36.9	35.6
MP (MMUSD/año)	724	730	737	744	1,075	1,083	1,090	1,099
SA (MMUSD/año)	19.3	22.2	25.7	29.4	29.3	34.9	40.3	47.1
Catalizador (MMUSD/año)	10.5	10.8	11.1	11.3	10.0	10.3	10.6	10.9
OPEX (MMUSD/año)	754	763	774	785	1,114	1,128	1,141	1,157
Beneficio (USD/bbl)	9.6	10.1	11.1	12.5	8.8	9.4	9.8	10.8
Capacidad (bpd)	115,357				144,196			
Ingresos (MMUSD/año)	1,845	1,870	1,909	1,946	2,279	2,308	2,348	2,401
CAPEX (MMUSD/año)	47.6	46.4	44.6	43.6	54.8	53.6	52.1	50.5
MP (MMUSD/año)	1,425	1,433	1,443	1,453	1,774	1,783	1,793	1,806
SA (MMUSD/año)	39.2	46.5	56.2	65.4	49.2	59.1	70.5	86.2
Catalizador (MMUSD/año)	9.7	9.9	10.3	10.5	9.4	9.7	10.0	10.3
OPEX (MMUSD/año)	1,474	1,489	1,510	1,528	1,833	1,852	1,873	1,902
Beneficio (USD/bbl)	8.5	8.8	9.3	9.8	8.2	8.5	8.9	9.4

^[a] Temperatura de HDT a la cual se procesa el RA que es alimentado al esquema combinado.